

UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARANÁ

ANDERSON CARDOSO SAKUMA

**DESENVOLVIMENTO E ANÁLISE EXPERIMENTAL DE BIODIGESTORES
MODULARES DE BAIXO TEMPO DE RESIDÊNCIA**

CURITIBA

2013

ANDERSON CARDOSO SAKUMA

**DESENVOLVIMENTO E ANÁLISE EXPERIMENTAL DE BIODIGESTORES
MODULARES DE BAIXO TEMPO DE RESIDÊNCIA**

Dissertação apresentada ao Programa Interdisciplinar de Pós-graduação em Engenharia - PIPE, Universidade Federal do Paraná, como parte das exigências para obtenção do título de Mestre em Engenharia.

Orientador: José Viriato Coelho Vargas

Co-orientador: André Bellin Mariano

CURITIBA

2013

S158d

Sakuma, Anderson Cardoso

Desenvolvimento e análise experimental de biodigestores modulares de baixo tempo de residência. [manuscrito] / Anderson Cardoso Sakuma. – Curitiba, 2013.

118f.: il. [algumas color.] ; 30 cm.

Dissertação (mestrado) - Universidade Federal do Paraná, Setor de Tecnologia, Programa de Pós-graduação em Engenharia, 2013.

Orientador: José Viriato Coelho Vargas -- Co-orientador: André Bellin Mariano.

Bibliografia: p. 111-118.

1. Biodigestor. 2. Biogás. I. Universidade Federal do Paraná. II. Vargas José Viriato Coelho. III. Mariano, André Bellin. IV. Título.

CDD: 620.97



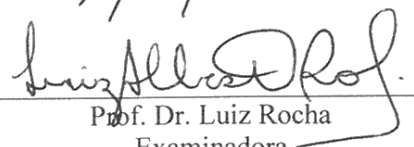
UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARANÁ
Programa de Pós-Graduação em Engenharia e Ciência dos Materiais- PIPE
Setor de Tecnologia


RELATÓRIO DE DEFESA DE DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

Aos trinta dias do mês de agosto de 2013, na Sala de Reuniões do NPDEAS - no Centro Politécnico - UFPR, foi instalada pelo Prof. Dr. Dante Homero Mosca Jr., coordenador do PIPE – Programa de Pós-Graduação em Engenharia e Ciência dos Materiais, a Banca Examinadora para a ducentésima quinquagésima quarta defesa de dissertação de mestrado na área de concentração: Engenharia e Ciência dos Materiais. Estiveram presentes no ato, além do coordenador do Curso de Pós-Graduação, professores, alunos e visitantes. A Banca Examinadora, atendendo a determinação do colegiado do Programa de Pós-Graduação em Engenharia e Ciências dos Materiais, foi constituída pelos professores doutores: Prof. Dr. José Viriato Coelho Vargas (UFPR), Cláudia E. Bruno Marino (UFPR), Luiz Rocha (UFRGS). Às 09:00 horas, a banca iniciou os trabalhos, convidando o candidato **ANDERSON CARDOSO SAKUMA** a fazer a apresentação da dissertação de mestrado intitulada **“DESENVOLVIMENTO E ANALISE EXPERIMENTAL DE BIODIGESTORES MODULARES DE BAIXO TEMPO DE RESIDÊNCIA.”** Encerrada a apresentação, iniciou-se a fase de arguição pelos membros participantes. Tendo em vista a dissertação e a arguição, a banca decidiu pela APROVAÇÃO do candidato, (de acordo com a determinação dos artigos 68 e 69 da resolução 65/09 de 09.11.2009).

Curitiba, 30 de agosto de 2013.


Prof. Dr. José Viriato Coelho Vargas
Orientador


Prof. Dr. Luiz Rocha
Examinadora


Prof.ª Dr.ª Cláudia E. Bruno Marino
Examinador

Dedico este trabalho à minha mãe **Maria Lacene Cardoso Sakuma** (In Memoriam), um grande exemplo de perseverança e apesar das dificuldades soube transmitir toda sua sabedoria e apoio na forma de amor.

AGRADECIMENTOS

Agradeço a Deus por mais esta conquista.

À minha esposa Fábyan e minhas filhas Beatriz e Bárbara pelo apoio e paciência, e por terem compreendido os momentos que estive ausente.

Ao meu orientador, Professor José Viriato Coelho Vargas pela orientação e disponibilidade.

Ao Professor André Bellin Mariano pelas discussões e críticas que foram essenciais para a conclusão deste trabalho.

A todos os colegas do NPDEAS e LTEB pelas experiências trocadas e pelas importantes sugestões, em especial Marisa Scherer e Thallita Nunes.

Aos colegas do TECPAR: Leandro, Leonardo, Willian, Débora, Bruno, Ana Carolina e Guilherme, Bill e Tobias pela colaboração na coleta de dados e na realização dos ensaios.

Aos profissionais do LACTEC: Fedalto, Lauro, Luiz, Thiago, Francesconi, Jonas e a amiga Camila, pelo apoio no desenvolvimento deste trabalho.

Aos professores da UTFPR: Dr. Marcelo Real Prado, Dr. Júlio César Rodrigues de Azevedo, Dr. José Domingos Fontana, Dr. Pedro Ramos da Costa Neto, Dr. João Batista Floriano e Dra. Olga pelas valiosas discussões.

Aos professores do Programa de Pós-graduação em Engenharia e Ciência dos Materiais pelos conhecimentos transmitidos durante o curso.

Aos meus familiares pelo incentivo durante todo o meu desenvolvimento profissional e pessoal.

Aos amigos Roberta Zuge, Carmen Cortada, Maria Emilia Ferreira, Paulo Bracarense, Roberto Raittz, Geraldo e Anna Calmon, família SEMANT, família Cananéia, Miguel e Kleber (In Memoriam) e em especial aos meus grandes amigos Rosimery Oliveira e Alexandre Akira Takamatsu.

“Combati o bom combate, acabei a carreira,
guardei a fê. “

Apóstolo Paulo

RESUMO

Há muito tempo e em várias regiões do mundo, a digestão anaeróbia desenvolvida em biodigestores é utilizada para a estabilização e/ou tratamento de substratos orgânicos, com consequente produção de biogás e biofertilizante. Desta forma, biodigestores têm sido utilizados tanto para atender a questão energética como a de saneamento ambiental. O histórico mostra que diversos modelos de biodigestores anaeróbios foram desenvolvidos para esses fins. Neste contexto, o presente trabalho aborda o desenvolvimento de um modelo de biodigestor modular, de baixo custo e com baixo tempo de processamento do substrato. O equipamento proposto foi desenvolvido e implementado no Núcleo de Pesquisa e Desenvolvimento de Energia Autossustentável – NPDEAS da Universidade Federal do Paraná (UFPR) em Curitiba, PR. Foram realizadas etapas para a construção do biodigestor modular proposto: levantamento de dados e projeto; construção do biodigestor modular; inoculação do reator com dejetos suíno e análise experimental do funcionamento do biodigestor, de forma que foram realizados diversos ensaios de parâmetros físico-químicos em amostras coletadas em diferentes pontos do biodigestor, tais como na entrada (substrato bruto), no interior e na saída (efluente tratado), assim como a produção de biogás também foi avaliada. Os parâmetros considerados naquela avaliação, foram: Demanda Química de Oxigênio (DQO), Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO), série de sólidos, gordura total (extrato etéreo), pH, proteínas totais e nitrogênio total; fósforo total, e, carbono orgânico. Os resultados evidenciaram que o biodigestor foi capaz de atingir uma eficiência de redução média de DQO de 43%, redução média em 13% no valor de fósforo total, 50% na remoção de gordura, 27% na remoção média de sólidos voláteis e eficiência de redução em 19% da DBO. O biogás gerado durante a operação do biodigestor foi igualmente avaliado, de forma que os resultados apontaram para uma composição média de 34% de CO₂ (dióxido de carbono); 0,016% de NH₃ (amônia); 0,003% de H₂S (ácido sulfídrico) e de 66% de CH₄ (gás metano). Os resultados obtidos mostram que o biodigestor modular desenvolvido apresentou um desempenho de produção de metano no biogás, superior a estudos anteriores reportados neste trabalho, para os quais foram citados valores na faixa de 60 a 64,2% de gás metano. Além disso, este trabalho propõe 3 novas figuras de mérito para avaliar o desempenho e o grau de compactação de biodigestores: i) taxa de rendimento ou taxa de densidade de produção de biogás; ii) densidade de produção de biogás e iii) tempo de residência orgânico. Em outras palavras, as novas figuras de mérito propostas permitem avaliar o grau de compactação do biodigestor. Os valores obtidos demonstram que o biodigestor proposto neste trabalho de fato apresenta baixo tempo de residência orgânico de 3,3 dias comparativamente

aos sistemas tradicionais, que é o tempo necessário de permanência do substrato no reator para produzir 1 m^3 de biogás $\text{kg}_{\text{O}_2}^{-1} \text{ m}_{\text{reator}}^{-3}$.

Palavras chave: Biodigestor, Digestão anaeróbia, Biogás.

ABSTRACT

Anaerobic digestion developed in digesters has been used for stabilization and/or treatment of organic substrates, with consequent production of biogas and fertilizer, in various regions of the world for a long time. Thus, both the energy issue and the environmental sanitation may be considered. Historical data shows that several types of anaerobic digesters have been developed for such purpose. However, there is still a demand for the use of concepts and innovations in digesters. In this context, this paper discusses the development of a modular, low cost and short hydraulic residence time digester. The proposed model was implemented in the Center for Research and Development of Self-Sustaining Energy - NPDEAS, at Federal University of Paraná (UFPR) in Curitiba, PR. Some steps have been conducted aiming the design of the proposed digester: data collection and project, construction of the digester, inoculation of the reactor with swine sewage and experimental performance evaluation of the digester. Various tests were performed as to determine physicochemical parameters in samples collected at different points such as the inlet (raw substrate), inside and exit (treated effluent) of the digester. The biogas production was also evaluated. The parameters considered in that evaluation were: Chemical Oxygen Demand (COD), Biochemical Oxygen Demand (BOD), Solids, Total Fat (ether extract), pH, total protein, total nitrogen, total phosphorus and organic carbon. The most significant results showed that the model was able to achieve an average COD reduction efficiency around 43%, a 13% average reduction in the amount of total phosphorus, removal of 50% of fat, a 27% average reduction in the removal of volatile solids and efficiency of 19% in BOD removal. The biogas generated during operation of the digester was also assessed, so that the results showed an average composition of 66% CH₄ (methane); 34% CO₂ (carbon dioxide), 0.016% NH₃ (ammonia) and 0.003% H₂S (hydrogen sulfide). Such results show that the digester model developed presented a superior performance concerning methane production in biogas when compared to other studies here reported, whose results are in the range of 60% to 64.2% methane. Also, this paper proposes three new figures of merit for assessing the performance and the degree of compaction of digesters: i) rate of yield or rate density biogas production, ii) density of biogas production and iii) residence time of organic .The new figures of merit proposed allow the assessment of the packing degree of the biodigester. The values obtained demonstrate that the proposed digester actually presents a short organic residence time around 3,3 days compared to traditional systems, what is needed residence time of the substrate in the reactor to produce $1 \text{ m}^3 \text{ de biogas kg}_{\text{O}_2}^{-1} \text{ m}_{\text{reactor}}^{-3}$.

Keywords: Digester, Anaerobic Digestion, Biogas.

LISTAS DE FIGURAS

FIGURA 1.1	– Fluxograma do projeto NPDEAS/UFPR.....	20
FIGURA 2.1	– Pesquisa em artigos ISI na plataforma SCIENCE DIRECT com o termo "anaerobic digestion".....	23
FIGURA 2.2	– Metabolismo da biodigestão (adaptado GUJER e ZEHNDER (1983), <i>apud</i> AQUINO <i>et al.</i> (2005))	24
FIGURA 2.3	– Rotas de formação de metano a partir da fermentação (adaptado de MCCARTY (1964), <i>apud</i> CHERNICHARO (1997))	25
FIGURA 2.4	– Simplificação do modelo. Adaptado (QUEEN, 2006)	29
FIGURA 2.5	– Processo de Biodigestão. Adaptado (BALMANT, 2009)	30
FIGURA 2.6	– Modelo de Angelidaki <i>et al.</i> (1999)	30
FIGURA 2.7	– Efeito da temperatura da biomassa sobre a produção de biogás (adaptado de OLIVEIRA, 2004)	31
FIGURA 2.8	– Demanda de energia primária por combustível no cenário mundial.....	34
FIGURA 2.9	– Designer do modelo Indiano	36
FIGURA 2.10	– Designer do modelo Chinês.....	38
FIGURA 2.11	– Designer do modelo da Marinha brasileira. Fonte BARRERA (2003)	39
FIGURA 2.12	– Dinâmica do tratamento do efluente na lagoa facultativa. Adaptado de SANEAGRO (2002)	44
FIGURA 2.13	– Tratamento UASB precedido por um tratamento primário quimicamente reforçada (CEPT) e seguido por troca iônica. Fonte AIYUK <i>et al.</i> , (2006).....	47
FIGURA 4.1	– Objetivos específicos e estratégias do projeto.....	51
FIGURA 4.2	– Desenho do tubo de concreto do fundo do biodigestor projetado.....	56
FIGURA 4.3	– Sistema de encaixe dos tubos modulares de concreto.....	56
FIGURA 4.4	– Tubo de concreto da parte superior com sistema de fixação do defletor...57	
FIGURA 4.5	– Ilustração do sistema de defletor que utiliza uma tampa de caixa d'água.57	
FIGURA 4.6	– Ilustração do modelo de caixa d'água utilizada como reservatório de biogás (<i>head space</i>)	59
FIGURA 4.7	– Ilustração do projeto com montagem do biodigestor e tubulação de saída e coleta do biogás.....	59
FIGURA 4.8	– Corte longitudinal do biodigestor projetado.....	59
FIGURA 4.9	– Vista explodida do biodigestor proposto.....	62
FIGURA 4.10	– Preparação do solo para inserção do biodigestor.....	63
FIGURA 4.11	– Orifício no tubo de concreto da parte central e superior do biodigestor com anteparo para a fixação da chapa defletora.....	64
FIGURA 4.12	– Chapa defletora construída com tampa da caixa d'água.....	65
FIGURA 4.13	– Construção do <i>head space</i> com reservatório de PVC (caixa d'água)	66
FIGURA 4.14	– Tubulação de entrada do efluente no biodigestor.....	67
FIGURA 4.15	– Reservatório de equalização do efluente a ser direcionado ao biodigestor67	
FIGURA 4.16	– Esquema do sistema de biodigestão (A).....	68
FIGURA 4.17	– Esquema do sistema de biodigestão (B).....	69
FIGURA 4.18	– Foto do kit comercial para análise de biogás (Alfakit).....	86
FIGURA 4.19	– Caixa de equalização, entrada do reator.....	89
FIGURA 4.20	– Sistema de coleta e purificação do biogás.....	90

FIGURA 5.1	– Resultado da temperatura do biodigestor e ambiente.....	97
FIGURA 5.2	– Resultado da DQO medida durante o monitoramento entre 28 de janeiro e 20 de fevereiro no biodigestor.....	99
FIGURA 5.3	– Resultado da pH medida durante o monitoramento de 18 dias do biodigestor.....	101
FIGURA 5.4	– Peso do biogás (azul) e vazão do efluente (vermelho) durante o monitoramento de 5 dias do biodigestor.....	103
FIGURA 5.5	– Peso do biogás durante o monitoramento de 24 horas do biodigestor, realizado nos dias 18 e 19 de julho de 2013.....	104
FIGURA 5.6	– Concentração do NH_3 , H_2S e CH_4 no biogás durante o monitoramento, entre os dias 28 de janeiro à 20 de fevereiro.....	105

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1 - Comparação energética de algumas reações comuns na degradação anaeróbia.....	26
Tabela 2.2 - Parâmetros Cinéticos.....	27
Tabela 2.3 - Vantagens e desvantagens dos processos anaeróbios UASB.....	40
Tabela 4.1 - Descrição dos componentes do projeto do biodigestor.....	61
Tabela 4.2 - Série de sólidos.....	74
Tabela 4.3 - Padrões utilizados no método Alfakit biogás.....	86
Tabela 5.1 - Dados de eficiência de remoção de parâmetros físico-químicos para o modelo de biodigestor.....	94
Tabela 5.2 - Variação da temperatura entre valores de entrada e saída, pelo tempo.....	98
Tabela 5.3 - Variação da DQO entre valores de entrada e saída, pelo tempo.....	100
Tabela 5.4 - Variação do pH entre valores de entrada e saída, pelo tempo.....	102
Tabela 5.5 - Tempo de residência orgânica, taxa de densidade de produção e densidade de produção de biogás, por tipo de resíduo e reator, em comparação com a literatura.....	107

LISTA DE SIGLAS E ABREVIATURAS

AnSBR	- Reatores Anaeróbios em Bateladas Sequenciais (<i>Anaerobic Sequential Batch Reactor</i>)
APHA	- Standard Methods for the Examination
c.c.a.	- Centímetros de coluna de água
CSTR	- Reator contínuo tipo tanque agitado
DAFA	- Digestor Anaeróbio de Fluxo Ascendente
DBO	- Demanda Bioquímica de Oxigênio
DQO	- Demanda Química de Oxigênio
DDR	- <i>Double Data Rate</i>
DVD	- <i>Digital Versatile Disk</i>
EGSB	- Reator anaeróbio de leito granular expandido
FLV	- Frutas, Legumes e Verduras
GEE	- Gases do Efeito Estufa
GB	- <i>Giga byte</i>
HD	- <i>Hard Disk</i>
HDMIIEA	- <i>High-Definition Multimedia Interface</i>
IEA	- <i>International Energy Agency</i>
INMET	- Instituto Nacional de Meteorologia
LCD	- <i>Liquid Crystal Display</i>
MDL	- Mecanismo de Desenvolvimento Limpo
Mtoe	- Milhões de toneladas equivalentes de petróleo
NPDEAS	- Núcleo de Pesquisa e Desenvolvimento de Energia Autosustentável
PEAD	- Polietileno de Alta Densidade
pH	- Potencial Hidrogeniônico
PVC	- Policloreto de Vinila
RAM	- <i>Random Access Memory</i>
ST	- Sólidos Totais
TRH	- Tempo de Retenção Hidráulica
TRS	- Tempo de Retenção de Sólidos
TRO	- Tempo de Retenção Orgânico
UASB	- <i>Upflow Anaerobic Sludge Blanket</i>
UFPR	- Universidade Federal do Paraná

LISTA DE SÍMBOLOS

a	– altura da caixa de entrada ou caixa de equalização, m
A	– afundamento do gasômetro, m
A'	– peso do resíduo, g
A''	– volume da alíquota tomada do extrato, mL
A1	– volume da alíquota tomada do extrato, mL
ATP	– adenosina trifosfato
B	– limite de viés
BF	– biofiltro
C	– concentração
CB	– carga biológica, kgDQO/kgSTV
CHV	– carga hidráulica volumétrica, m ³ .m ³ .dia ⁻¹ (adota-se máxima 5 m ³ .m ³ .dia ⁻¹).
CO	– carbono orgânico
COV	– carga orgânica volumétrica, kgDQO/m ³
D	– diâmetro do corpo cilíndrico, m
De	– diâmetro da caixa de entrada, m
Di	– diâmetro interno do biodigestor, m
Dg	– diâmetro do gasômetro, m
Ds	– diâmetro interno da parede superior, m
DS	– diâmetro da caixa de saída, m
e	– altura de entrada do cano com o afluente, m
E	– demanda de energia primária, Mtoe
F	– fator de conversão de biogás por DQO removido (0,45 Nm ³ .kg ⁻¹ de DQO removida)
FT	– fósforo total
G	– massa inicial da amostra, g
GEB	– quantidade de energia contida no biogás, kcal.dia ⁻¹
h	– altura do nível do substrato, m
H	– altura do corpo cilíndrico, m
h1	– Volume do reservatório do biogás, m ³
h2	– altura útil do gasômetro, m
he	– altura da caixa de entrada, m
hf	– altura da calota do fundo, m
Hg	– altura da calota do gasômetro, m
hs	– altura da caixa de saída, m
K	– taxa específica de utilização de substrato
Ks	– constante de saturação, ou concentração de substrato para a qual $\mu=0,5 \mu_{\text{máx}}$, mg/L
M	–MCOd produção diária de lodo
Ma	– massa do material, g
MCOd	– massa de DQO removida diariamente no reator, kg DQO/d
NT	– nitrogênio total

n	– número de amostras
Of	– centro da calota esférica do fundo
Og	– centro da calota esférica do gasômetro
P	– peso do cadinho vazio, g
P1	– massa da cápsula tarada, g
P2	– massa da cápsula com o resíduo seco, g
P3	– massa da cápsula com o resíduo calcinado, g
PB	– produção de biogás
PCIB	– poder calorífico inferior do biogás (5.100 kcal.Nm ⁻³)
QBIO	– vazão do biodigestor, m ³ /dia
S	– concentração do substrato ou nutriente limitante, mg/L
SDF	– sólidos dissolvidos fixos, g/L
SDS	– sólidos dissolvidos secos, g/L
SDV	– sólidos dissolvidos voláteis, g/L
SS	– sólidos sedimentáveis, g/L
SSF	– sólidos suspensos fixos, g/L
SSV	– sólidos suspensos voláteis, g/L
SSS	– sólidos suspensos secos, g/L
ST	– sólidos totais, kg ST/dia
STF	– sólidos totais fixos, g/L
STS	– sólidos totais suspensos, g/L
STV	– sólidos totais voláteis, g/L
SV	– sólidos voláteis, porcentagem de SV/ST, kg SV/dia
T	– temperatura, °C
t	– tempo, s
TCO	– taxa de carregamento orgânico, kgDQO/m ³ efluente.dia
TDH	– tempo de detenção hidráulica, h
U	– incerteza
VBIO	– volume do biodigestor, m ³
v	– velocidade ascendente de fluxo, m.h ⁻¹
Va	– volume, mL, (solução de ácido sulfúrico gasto na titulação da amostra)
Vb	– volume, mL, (solução de ácido sulfúrico gasto na titulação da prova em branco)
X	– concentração de microrganismo, mg/L
Y	– coeficiente de produção de biomassa, gSSV/gDQO _{removida}

Letras gregas

ΔG	– variação da energia livre de Gibbs, J
μ	– taxa específica de crescimento, d ⁻¹
η	– eficiência
ρ	– densidade de produção de biogás
$\tilde{\rho}$	– densidade de produção de biogás em adimensional

$\rho_{\text{referência}}$ – valor constante igual a 1
 ξ – taxa de rendimento ou taxa de densidade de produção de biogás

Subscritos

0	– condição inicial, kgDQO.m^{-3}
1	–cadinho + amostra, g
2	–cadinho + amostra seca
a	– solução de ácido sulfúrico gasto na titulação da amostra
b	– solução de ácido sulfúrico gasto na titulação da prova em branco
BF	– entrada de DQO no BF
BF *	– saída de DQO no BF
BFs	– crescimento de biomassa no BF, $\text{kgTSS/kgDQO}_{\text{rem BF}}$
biogás	– biogás
efluente de saída	– efluente de saída do biodigestor (substrato tratado) após a adição de substrato bruto
inCO	– entrada de carbono orgânico
inDBO	– entrada de DBO
inDQO	– entrada de DQO
inFT	– entrada de fósforo total
inNT	– entrada de nitrogênio total
inSDF	– entrada de sólidos dissolvidos fixos
inSDS	– entrada de sólidos dissolvidos secos
inSDV	– entrada de sólidos dissolvidos voláteis
inSS	– entrada de sólidos sedimentáveis
inSSF	– entrada de sólidos suspensos fixos
inSSS	– entrada de sólidos suspensos secos
inSSV	– entrada de sólidos suspensos voláteis
inSTS	– entrada de STS
inSTV	– saída de sólidos totais voláteis
máx	– máximo
ouCO	– saída de carbono orgânico
ouDBO	– saída de DBO
ouDQO	– saída de DQO
ouFT	– saída de fósforo total
ouNT	– saída de nitrogênio total
ouSDF	– saída de sólidos dissolvidos fixos
ouSDS	– saída de sólidos dissolvidos secos
ouSDV	– saída de sólidos dissolvidos voláteis
ouSS	– saída de sólidos sedimentáveis
ouSSF	– saída de sólidos suspensos fixos
ouSSS	– saída de sólidos suspensos secos
ouSSV	– saída de sólidos suspensos voláteis
ouSTF	– saída de sólidos totais fixos
ouSTS	– saída de STS
ouSTV	– saída de sólidos totais voláteis
remBF	– SV/ST no lodo do BF após a mistura
remoçãoDQO	– reator UASB em termos de remoção de DQO
remUASB	– DQO _{removida} diariamente no reator UASB

res, org	– residência orgânico
ST	– sólidos totais
STF	– sólidos totais fixos
ST (Lodo UASB)	– lodo em termos de ST no UASB
ST (Lodo BF)	– lodo em termos de ST nos BF
Substrato de entrada	– substrato bruto adicionado ao biodigestor
SV (Lodo BF)	– lodo em termos de SV nos BF
SV (Lodo UASB)	– lodo em termos de SV no UASB
SV(UASB+BF)	– lodo em termos de SV no lodo misto (UASB + BF)
SV	– lodo em termos de sólidos voláteis
UASB	– reator UASB

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO.....	21
1.1 MOTIVAÇÃO E CONTEXTUALIZAÇÃO DO TRABALHO PROPOSTO.....	21
1.2 ORGANIZAÇÃO DA DISSERTAÇÃO.....	23
2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	24
2.1 BIOQUÍMICA DA BIODIGESTÃO.....	25
2.1.1 Microbiologia da biodigestão.....	25
2.1.2 Condições termodinâmicas da digestão anaeróbia.....	27
2.1.3 Cinética da fermentação anaeróbia.....	29
2.1.4 Modelagem matemática da biodigestão anaeróbia.....	31
2.1.5 Efeito da temperatura na biodigestão.....	33
2.1.6 Efeito do pH na biodigestão.....	33
2.2 BIODIGESTORES.....	34
2.2.1 Descrição geral de um biodigestor.....	34
2.2.2 Propagação dos biodigestores.....	35
2.2.3 Modelos de reatores de biodigestão anaeróbia.....	36
2.2.3.1 Biodigestor modelo Indiano.....	38
2.2.3.2 Biodigestor modelo Chinês.....	39
2.2.3.3 Biodigestor modelo da marinha Brasileira.....	40
2.2.3.4 Reatores UASB.....	41
2.3 BIOGÁS.....	42
2.3.1 Processos de purificação de biogás.....	43
2.4 PÓS TRATAMENTO DO BIODIGESTOR.....	43
2.4.1 Lagoa facultativa.....	44
2.4.2 Lagoa de microalgas.....	44
2.4.3 Biofiltro.....	46
2.4.4 Aplicação de pré e pós tratamento.....	48
2.5 TEMPO DE RESIDÊNCIA.....	49
3 DESAFIOS E OBJETIVOS.....	51
3.1 DESAFIOS.....	51
3.2 OBJETIVOS.....	52
3.2.1 Objetivo geral.....	52
3.2.2 Objetivos Específicos.....	52
4 MATERIAIS E MÉTODOS.....	53
4.1 PROJETO DO BIODIGESTOR DE CONCEPÇÃO MODULAR.....	54
4.2 CONSTRUÇÃO DE BIODIGESTOR MODULAR	64
4.3 INOCULAR O REATOR PARA INICIAR O METABOLISMO.....	68
4.4 ANÁLISE EXPERIMENTAL DA FUNCIONALIDADE DO SISTEMA.....	70
4.4.1 Coleta de amostras.....	70
4.4.2 Ensaios físico-químicos.....	71
4.5 OPERACIONALIZAR O PROCESSO DE BIODIGESTÃO.....	88

4.6 QUANTIFICAÇÃO E CARACTERIZAÇÃO DO TEMPO DE RESIDÊNCIA.....	90
4.6.1 Cálculo da eficiência do sistema de biodigestão.....	90
4.6.2 Cálculo do tempo de residência orgânico.....	93
4.7 ANÁLISE DE INCERTEZAS.....	94
5 RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	96
5.1 MONITORAMENTO DA TEMPERATURA.....	98
5.2 DEMANDA QUÍMICA DE OXIGÊNIO (DQO).....	100
5.3 POTENCIAL HIDROGENIÔNICO.....	102
5.4 MEDIÇÃO DE PRODUÇÃO DO BIOGÁS AO LONGO DE 5 DIAS.....	104
5.5 MEDIÇÃO DE PRODUÇÃO DO BIOGÁS AO LONGO DE 24 HORAS.....	105
5.6 CÁLCULO DO TEMPO DE RESIDÊNCIA ORGÂNICA.....	107
6 CONSIDERAÇÕES FINAIS.....	110
6.1 CONCLUSÕES.....	110
6.2 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS.....	111
REFERÊNCIAS.....	112

1 INTRODUÇÃO

1.1 MOTIVAÇÃO E CONTEXTUALIZAÇÃO DO TRABALHO PROPOSTO

De acordo com Carlsson *et al.* (2012), o processo de biodigestão anaeróbia tem sido historicamente utilizado para estabilizar resíduos orgânicos e transformá-los em biofertilizante. Porém, foi durante a crise energética de 1970 que o biogás surgiu como possível fonte alternativa de energia para complementar a matriz energética mundial. No ano de 2005, o processo de biodigestão voltou a ser utilizado no contexto do Mecanismo de Desenvolvimento Limpo (MDL). Com o crescente interesse científico nesta área, novos processos e procedimentos começaram a ser estudados para a otimização da biodigestão anaeróbia (CARLSSON *et al.*, 2012).

Também é constatado por Holm-Nielsen *et al.* (2009) que o aumento do consumo de alimentos no mundo incentivou a multiplicação dos rebanhos e produção de animais em confinamento. Estes fatores desencadearam o aumento do volume e concentração de resíduos, os quais, sem o devido tratamento, causam problemas ambientais como emissões de Gases do Efeito Estufa (GEE) e lixiviação de nutrientes para os corpos hídricos. Neste contexto, uma das possibilidades de sistemas de tratamento é a digestão anaeróbia que promove a conversão de resíduos orgânicos em duas categorias de produtos: o biofertilizante, que é o substrato digerido utilizado como fertilizante na agricultura e o biogás que pode ser utilizado para produção de energia elétrica, calor ou combustível de motores nas próprias propriedades onde os animais são criados. Criam-se, desta forma, oportunidades de renda a partir do tratamento dos dejetos, principalmente devido à possibilidade de produção de energia. Conforme estudos realizados pela Agência Internacional de Energia (IEA, 2009), o consumo energético mundial crescerá aproximadamente 40% entre 2006 e 2030. Contudo, para que este crescimento aconteça, preveem-se grandes aumentos nas emissões de GEE. Atrelado a isso, tem-se também o aumento da população global, que conseqüentemente gera um expressivo consumo de energia e demanda por alimentos, contribuindo para a escassez de combustível fóssil (petróleo), que é inerente aos processos de industrialização e produção no país. Esta redução de suprimento motivou a busca de fontes renováveis para a geração de energia elétrica, aquecimento, refrigeração, ar condicionado, transporte e outros processos. Nesta conjuntura os combustíveis renováveis se estabelecem como fontes de geração de energias sustentáveis.

No contexto, o Núcleo de Pesquisa e Desenvolvimento de Energia Autossustentável – NPDEAS da UFPR, localizado no Centro Politécnico da Universidade Federal do Paraná (UFPR) em Curitiba – Paraná, desenvolve prioritariamente pesquisas científicas na busca pela viabilização industrial da obtenção de biocombustível de microalgas (biodiesel, hidrogênio e biogás) entre outras fontes de matéria-prima. Assim, o NPDEAS busca alternativas para a utilização de biomassa residual. A Figura 1.1 apresenta o diagrama completo do processo de utilização de microalgas, no qual pode se observar que o biodigestor recebe os resíduos da extração de lipídios de microalgas, assim como os resíduos da trans-esterificação.

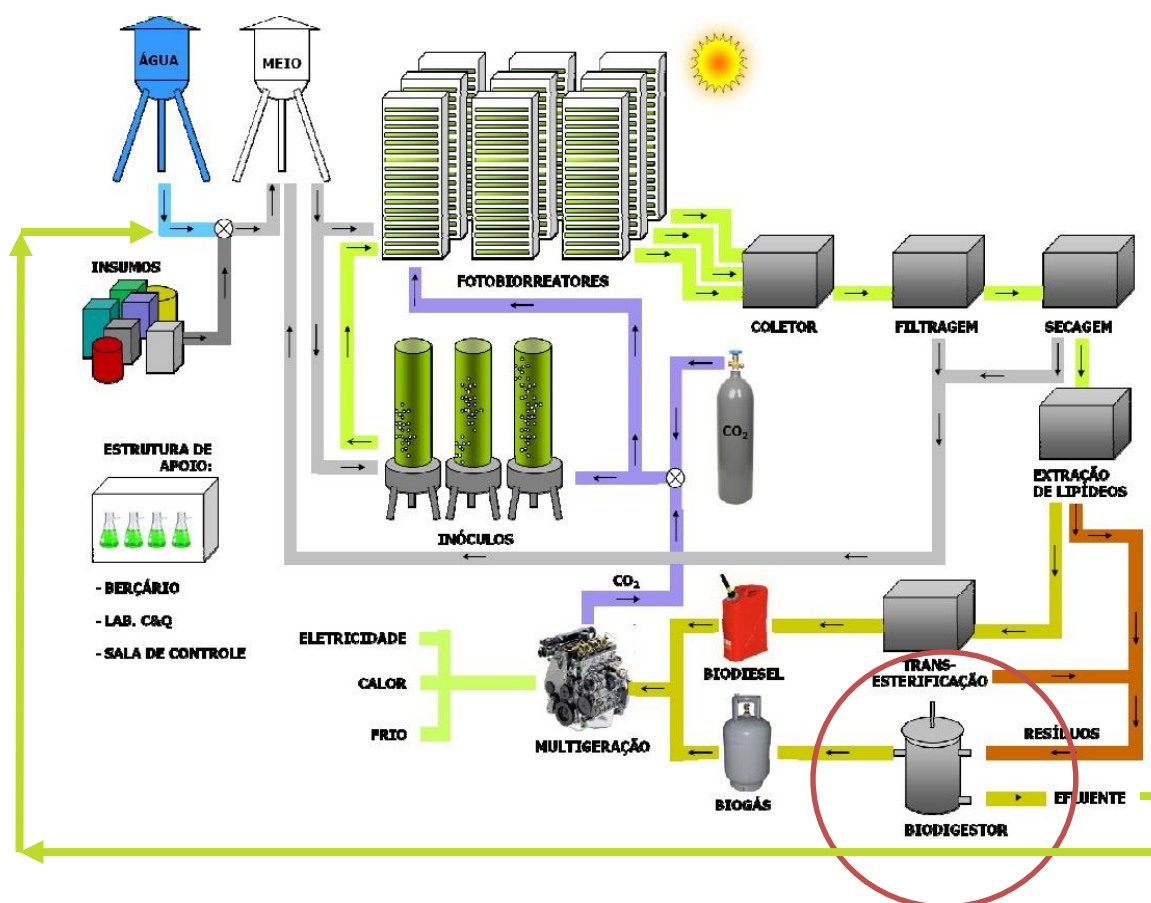


FIGURA 1.1. FLUXOGRAMA DO PROJETO NPDEAS/UFPR

Além dos resíduos de biomassa citados acima, qualquer material orgânico, tal como os resíduos alimentares e agrícolas, podem ser inseridos no digestor, o que permite a continuidade da fermentação anaeróbia dos resíduos (ZHANG *et al.*, 2007). Esta flexibilidade de tratamentos de diferentes biomassas residuais pode ser inferida como uma das vantagens do digestor anaeróbio. O subproduto do processo de digestão anaeróbia de tratamento de biomassa de microalgas no NPDEAS é o biogás, de forma que o gás produzido será canalizado para a queima em um multigerador, integrando os processos para o aumento da eficiência energética global do Núcleo.

1.2 ORGANIZAÇÃO DA DISSERTAÇÃO

O ordenamento deste trabalho segue uma estrutura abaixo, fundamentada em cinco capítulos divididos:

- **INTRODUÇÃO:** Expõe quais são as motivações e o contexto no qual o processo de biodigestão está inserido. Apresenta os objetivos e as atividades desenvolvidas pelo NPDEAS e também aborda a aplicação conceitual do metabolismo de degradação anaeróbia.
- **REVISÃO BIBLIOGRÁFICA:** São revistos trabalhos relacionados com o tema desta dissertação. É realizada uma revisão bibliográfica descrevendo metodologias, resultados e discussões correlatas, caracterizando o estado da arte sobre o assunto. Com base nas lacunas encontradas na revisão bibliográfica, são definidos os objetivos gerais e específicos para esta dissertação.
- **MATERIAIS E MÉTODOS:** Nesta parte do trabalho são descritos os materiais, as unidades experimentais, a instrumentação e os equipamentos auxiliares utilizados no desenvolvimento dos trabalhos. Também são mostradas as metodologias aplicadas para atingir os objetivos específicos.
- **RESULTADOS E DISCUSSÃO:** Neste capítulo, apresentam-se os resultados obtidos, analisando e discutindo sua fundamentação física, demonstrando como foram atingidos os objetivos estabelecidos.
- **CONCLUSÕES:** Realiza-se uma síntese do trabalho realizado, destacando como os resultados podem auxiliar no progresso e avanço na tecnologia de sistemas de biodigestão, bem como sugestões para trabalhos futuros que permitam o desenvolvimento de sistemas de biodigestão de possível melhor desempenho do que os disponíveis atualmente.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Uma das aplicações da digestão anaeróbia é o tratamento de efluentes orgânicos de processos industriais, domésticos, comerciais e agrícolas. A ação de bactérias anaeróbias promovem a estabilização do lodo da fração sólida do efluente utilizando uma grande variedade de bactérias saprófitas que hidrolisam complexo orgânicos e convertem em compostos de menor peso molecular minimizando sua carga poluente (Sawyer e McCarty, 1978).

Corazza (1996) mostra que o processo tem sido experimentalmente validado, demonstrando que a digestão anaeróbia é eficiente para remoção de alta concentração de carbono como os de destilaria. Neste cenário, a biodigestão anaeróbia do resíduo oriundo do processo de produção de álcool (vinhaça), aparece como uma alternativa de tratamento deste subproduto, e uma oportunidade econômica como a produção de metano e seu aproveitamento na matriz energética.

Além disso, devido às características químicas e biológicas, o efluente do próprio biodigestor pode ser utilizado como biofertilizante na agricultura, gerando economia de insumos e, ainda, minimizando o impacto ambiental. A composição química do biofertilizante varia conforme a matéria prima. Uma das principais características do biofertilizante é a presença de microrganismos. Em seu conteúdo são encontradas células vivas ou latentes do resultado dos metabolismos aeróbio e anaeróbio (bactérias, leveduras, algas e fungos filamentosos) e também metabólitos e quelatos organominerais em solução aquosa. Em relação ao uso na agricultura, outro ponto importante é que o efluente de processos de decomposição anaeróbia, ao contrário do dejetos animal sem tratamento, não promove saturação de carbono no solo (ARVANITOYANNIS *et al.*, 2006).

Uma pesquisa feita no banco de dados *Science Direct*, plataforma de pesquisa que disponibiliza artigos, periódicos e livros científicos na internet, apresentou um resultado de 32.378 artigos até 23/08/2013, ao se buscar o termo "anaerobic digestion" no título, resumo ou palavras chave. A quantidade de artigos em relação ao ano de publicação tem crescido desde o ano de 2001, exibindo uma curva ascendente até 2013 conforme mostra a Figura 2.1, caracterizando o aumento do interesse científico neste assunto.

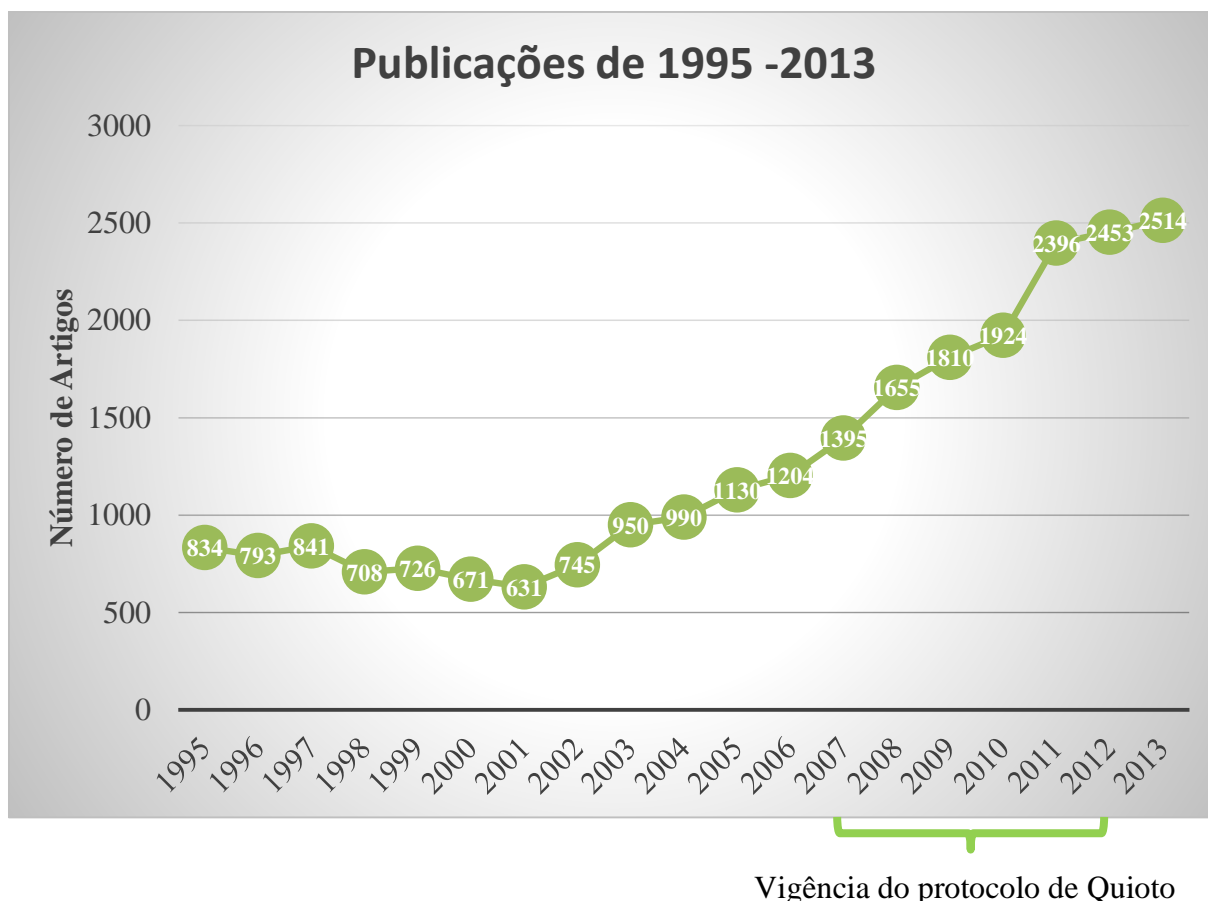


FIGURA 2.1. PESQUISA EM ARTIGOS ISI NA PLATAFORMA SCIENCE DIRECT COM O TERMO "ANAEROBIC DIGESTION".

2.1 BIOQUÍMICA DA BIODIGESTÃO

2.1.1 Microbiologia da Biodigestão

De acordo com Sharma *et al.* (2000) o processo de biodigestão é a metabolização da matéria orgânica em condições de ausência de oxigênio. Em consequência aumenta a população de bactérias anaeróbias que degradam os compostos orgânicos, produzindo uma mistura de gases denominada biogás, o qual é composto prioritariamente por metano e gás carbônico.

Este processo é dividido em três reações principais, a saber: hidrólise, acidogênese e acetogênese. Na hidrólise, os materiais particulados complexos (polímeros) são degradados em materiais dissolvidos mais simples (moléculas menores). Na acidogênese, os produtos

metabolizados na hidrólise são degradados pelas bactérias fermentativas acidogênicas. Na última etapa, acetogênese, as bactérias acetogênicas produzem substratos para a metanogênese, ou seja, para a formação de gás metano. Nesta etapa, as bactérias são divididas em dois grupos principais: as metanogênicas acetoclásticas, capazes de produzir metano a partir do acetato (sendo responsáveis por cerca de 60 a 70% da produção de metano) e as bactérias metanogênicas hidrogênotróficas, que são capazes de produzir metano a partir de hidrogênio e dióxido de carbono (LASTELLAA *et al.*, 2002; NOVAK *et al.*, 1975). Um esquema ilustrativo destas rotas bioquímicas encontra-se na Figura 2.2.

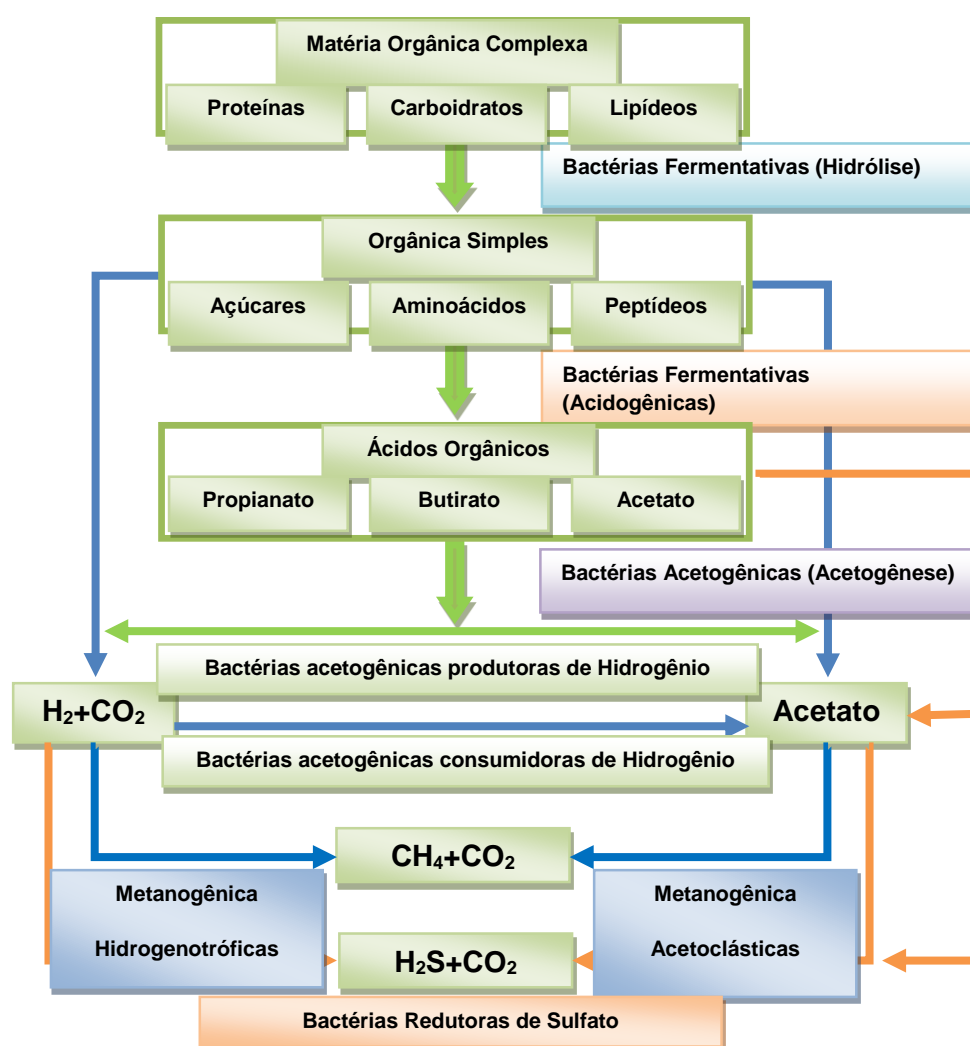


FIGURA 2.2. METABOLISMO DA BIODIGESTÃO (ADAPTADO DE Gujer e Zehnder, 1983, *apud* Aquino *et al.* 2005).

Como observado na Figura 2.3, a biodigestão é o processo de degradação de compostos orgânicos que necessita de bactérias metanogênicas e acidogênicas para desenvolver o estabilização entre os microrganismos anaeróbios. Para mensurar as

características deste ciclo utilizam-se parâmetros químicos como a produção de ácidos graxos voláteis. Produzidos durante o metabolismo de carboidratos, proteínas e lipídeos, os ácidos resultantes deste metabolismo são de cadeia curta como, por exemplo, os ácidos fórmico, acético, propiônico e butírico. O ácido intermediário mais abundante deste ciclo é o ácido acético, sendo produzido a partir de todos os compostos orgânicos, sendo o precursor de 72% do gás metano (CH_4) formado (CHERNICHARO, 1997).

De acordo com Leite *et al.* (2009), a finalidade desses grupos de microrganismos envolve direta ou indiretamente uma associação simbiótica, observando que a função química do hidrogênio é necessária neste equilíbrio. Para manutenção deste sistema é necessária a remoção constante do hidrogênio para a produção de ácido acético que é metabolizado na metanogênese e acetogênese. Quando há distúrbios no metabolismo das bactérias ocorre o acúmulo de hidrogênio, uma via de disposição de elétrons é ativada, logo, o piruvato oriundo de aminoácidos e açúcares, é transformado em propionato, lactato e etanol.

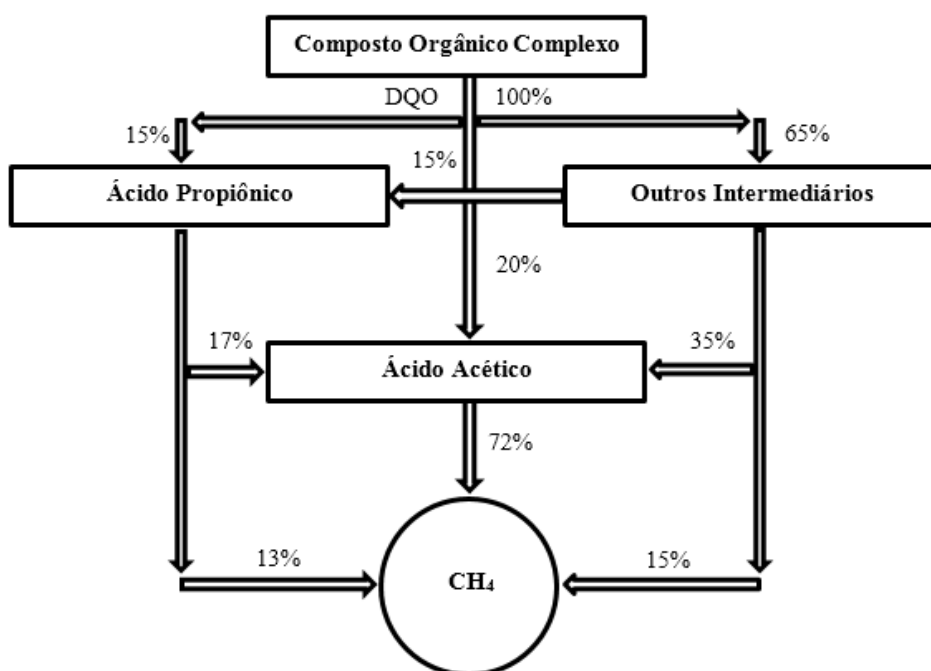


FIGURA 2.3: ROTAS DE FORMAÇÃO DE METANO A PARTIR DA FERMENTAÇÃO DE SUBSTRATOS COMPLEXOS (ADAPTADO DE McCarty, 1964, *apud* Chernicharo 1997).

2.1.2 Condições termodinâmicas da digestão anaeróbia

Para que a metanogênese da digestão anaeróbia ocorra é necessária a presença das bactérias que consomem hidrogênio. Sem a simbiose nada ocorre, devido ao excesso de

hidrogênio para a fermentação. A partir desta hipótese verificou-se, segundo Lehninger (2006), que a bioenergia é um estudo quantitativo da energia nas células vivas a partir dos processos bioquímicos nelas envolvidos. A energia livre de Gibbs (G) expressa a quantidade de energia capaz de realizar trabalho em um processo. Ao ocorrer uma liberação de energia livre, ou seja, quando a energia livre dos produtos da reação é menor do que a dos reagentes, $\Delta G < 0$ e a reação acontece de forma espontânea.

A seguir considera-se o trabalho de Aquino *et al.* (2005), apresentado na 8i 2.1.

TABELA 2.1: COMPARAÇÃO ENERGÉTICA DE ALGUMAS REAÇÕES COMUNS NA DEGRADAÇÃO ANAERÓBIA.

Etapa	Reação	$\Delta G'$
Acidogênese (I)	$C_6H_{12}O_6 + 2H_2O \rightarrow 2CH_3COO^- + 2CO_2 + 2H^+ + 4H_2$	-206 kJ/reação
	$C_6H_{12}O_6 + 2H_2 \rightarrow 2CH_3CH_2COO^- + 2H_2O + 2H^+$	-358 kJ/reação
	Glicose Propionato	
	$C_6H_{12}O_6 \rightarrow CH_3CH_2CH_2COO^- + 2CO_2 + H^+ + 2H_2$	-255 kJ/reação
Acetogênese (II)	Glicose Butirato	
	$CH_3CH_2COO^- + 3H_2O \rightarrow CH_3COO^- + HCO_3^- + H^+ + 3H_2$	+76 kJ/reação
	Propionato Acetato	
	$CH_3CH_2COO^- + 2HCO_3^- \rightarrow CH_3COO^- + H^+ + 3HCOO^-$	+72 kJ/reação
	Propionato Acetato	
Metanogênese (III)	$CH_3CH_2CH_2COO^- + 2H_2O \rightarrow 2CH_3COO^- + H^+ + 2H_2$	+48,1 kJ/reação
	Butirato Acetato	
	$CH_3COO^- + H_2O \rightarrow CH_4 + HCO_3^-$	-31 kJ/reação
	Acetato Metano	
	$H_2 + \frac{1}{4}HCO_3^- + \frac{1}{4}H^+ \rightarrow \frac{1}{4}CH_4 + \frac{3}{4}H_2O$	-33,91 kJ/reação
	Hidrogênio Metano	
	$HCOO^- + \frac{1}{4}H_2O + \frac{1}{4}H^+ \rightarrow \frac{1}{4}CH_4 + \frac{3}{4}HCO_3^-$	-32,6 kJ/reação
	Formiato Metano	

AUTOR: FONTE AQUINO *et al.* (2005).

Note que na acetogênese (II) a Tabela 2.1 há a ocorrência de reações de oxidação (doadoras de elétrons), uma vez que as reações acetogênicas não são degradadas nas condições padrão, sendo desfavoráveis termodinamicamente ($\Delta G > 0$). Estas reações endergônicas, portanto, para ocorrer requerem a ocorrência de reações paralelas exergônicas que liberam energia, isto é, são reações que consomem ATP (adenosina trifosfato). Assim sendo, os microrganismos acetogênicos perdem menos energia produzindo hidrogênio ao invés de compostos orgânicos mais reduzidos. Por outro lado, na acidogênese (I) e metanogênese (III) Tabela 2.1 demonstram que são reações de redução (receptoras de elétrons). Este ciclo remove continuamente H_2 , em um processo de biodigestão na etapa da metanogênese. A pressão parcial é de 10^{-4} atm., sendo que habitualmente se encontra próxima a 10^{-6} atm.

2.1.3 Cinética da fermentação anaeróbia

A cinética dos sistemas biológicos está relacionada ao bom funcionamento da biodigestão e influencia diretamente a qualidade do efluente final. Existem duas variáveis principais que formam a base dos modelos biológicos: a concentração de substrato e a concentração de microrganismos. Estas constatações podem ser avaliadas na Tabela 2.2.

TABELA 2.2. PARÂMETROS CINÉTICOS.

População	$\mu_{\text{máx.}}$	K_s	Y	$K_{\text{máx.}} =$
Bacteriana	(d⁻¹)	(mgDQO/L)	(gSSV/gDQO)	$\mu_{\text{máx.}}/Y$
Acidogênica	2,0	200	0,15	13
Metanogênica	0,4	50	0,03	13
Combinada	0,4	-	0,18	2

NOTA: TEMPERATURA DA CULTURA ANAERÓBIA 35°C, $K_{\text{MÁX}}$ = TAXA ESPECÍFICA DE UTILIZAÇÃO DE SUBSTRATO. (ADAPTADO DE Henze *et al.* 1983, *apud* Von Sperling, 2005).

De acordo com Von Sperling (2005), a cinética do crescimento de microrganismos constitui um processo complexo. Tal complexidade aumenta ao se considerar o conjunto das condições ambientais necessárias para o metabolismo. Esta teoria baseia-se em três condições fundamentais:

- Taxa de crescimento;
- Coeficiente de produção celular;
- Relação entre concentração de substrato e taxa de crescimento.

Representa-se a seguir a taxa de crescimento relativa ao incremento proporcional em massa bacteriana:

$$\frac{dX}{dt} = \mu X \quad (2.1)$$

Sendo:

$\frac{dX}{dt}$ = Taxa diária de geração de microrganismos (mg/L.d);

μ = Taxa de crescimento específico (d⁻¹);

X= Concentração de microrganismo (mg/L).

A relação entre a taxa de crescimento de microrganismo e o efeito limitante do substrato pode ser expressa através da equação de Monod:

$$\mu = \mu_{\text{máx}} \frac{S}{K_s + S} \quad (2.2)$$

Em que:

$\mu_{\text{máx}}$ = Taxa de crescimento específico máxima (d^{-1});

S = Concentração do substrato ou nutriente limitante (mg/L);

K_s = Constante de saturação, ou concentração de substrato para a qual $\mu = 0,5 \mu_{\text{máx}}$. (mg/L).

A combinação das equações (2.1) e (2.2) leva à equação geral a seguir que relaciona o crescimento bacteriano e a utilização de substrato:

$$\frac{dX}{dt} = \mu_{\text{máx}} \frac{S}{K_s + S} \quad (2.3)$$

A taxa de utilização de substrato é uma atividade específica do metabolismo dos microrganismos e descreve a competência de conversão dos substratos pelas bactérias, por unidade de tempo, quando relacionamos a utilização geral de substrato representada conforme se segue:

$$\frac{dS}{dT} = \mu_{\text{máx}} \frac{S}{K_s + S} \frac{X}{Y} \quad (2.4)$$

Na qual:

Y= Coeficiente de produção de biomassa ($\text{gSSV/gDQO}_{\text{removida}}$)

2.1.4 Modelagem matemática da biodigestão anaeróbia

Com o aumento de pesquisas relacionadas a novos biodigestores, as ferramentas matemáticas simuladoras possibilitam muitas vezes a otimização dos sistemas de digestão anaeróbia. Na ausência de uma ferramenta de simulação dos metabolismos anaeróbios, o processo de otimização dos sistemas de tratamento de efluente e produção de biogás se torna custoso e complexo. O processo de modelagem matemática total é complexo, mas é possível ajustar o modelo com dados experimentais, ou seja, estabelecer uma condição de operação e depois validar experimentalmente o modelo com outro conjunto de dados experimentais. Após esse procedimento, o modelo matemático pode ser utilizado para simulação, projeto, otimização e controle de biodigestores podendo ser observado no diagrama esquemático de biodigestão Figura 2.4.



FIGURA 2.4: DIAGRAMA ESQUEMÁTICO DE MODELAGEM MATEMÁTICA DE BIODIGESTÃO ANAERÓBIA. (ADAPTADO DE Queen, 2006).

Uma das dificuldades da modelagem matemática com relação ao resíduo a ser utilizado no processo, uma vez que é altamente heterogêneo devido à diversidade dos microrganismos que compõem o sistema, e as reações que eles catalisam, que podem ser visualizados na Figura 2.5, onde: (I) hidrólise; (II) acidogênese; (III) acetogênese e (IV) metanogênese. Isso faz com que os modelos sempre descrevam uma simplificação do processo (BALMANT, 2009).

Na grande maioria, os modelos tentam descrever as quatro etapas básicas do processo. No caso do modelo de Angelidaki *et al.* (1999), foi proposto a caracterização do orgânico complexo em proteína, lipídio e carboidrato. Define-se que a cinética da hidrólise é de primeira ordem que são aquelas nas quais a velocidade da reação química é proporcional à concentração de um reagente, pelo excesso de ácidos orgânicos voláteis.

Pode ser observado na Figura 2.6 que os processos biológicos são definidos por 8 grupos de bactérias: 1 – acidogênicas (glicose); 2 – lipolíticas (glicerol); 3 – acetogênicas

(ácidos graxos); 4 – acidogênicas (aminoácidos); 5 – acetogênicas (propionato); 6 – acetogênicas (butirato); 7 – acetogênicas (valerato); 8 – metanogênicas (acetato).

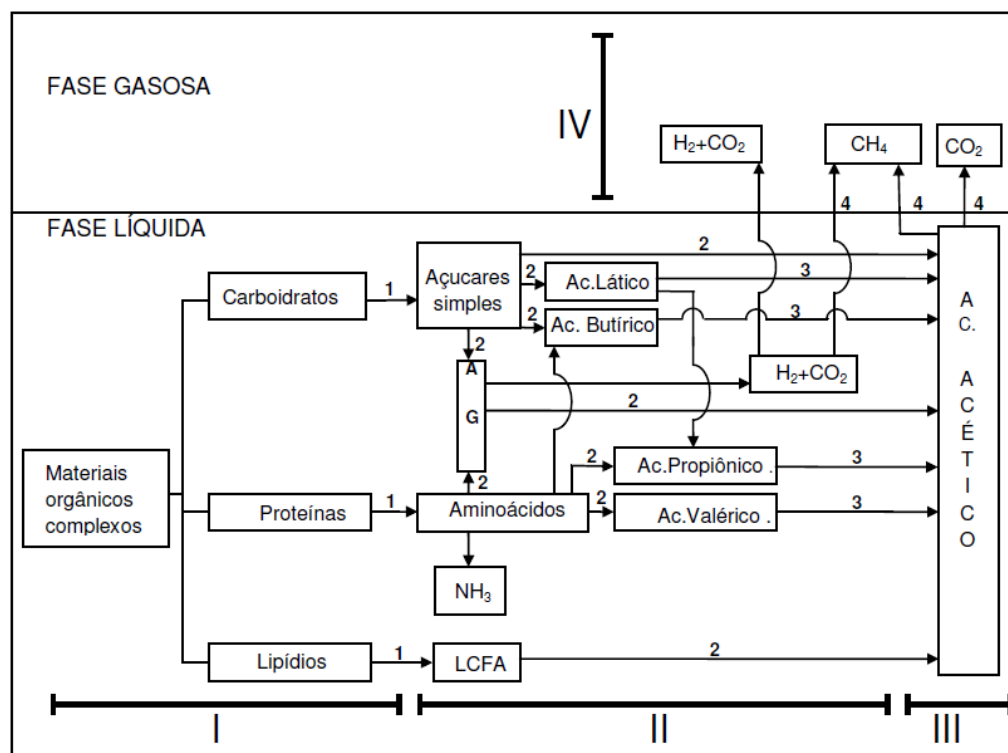


FIGURA 2.5: PROCESSO DE BIODIGESTÃO (ADAPTADO DE Balmant, 2009).

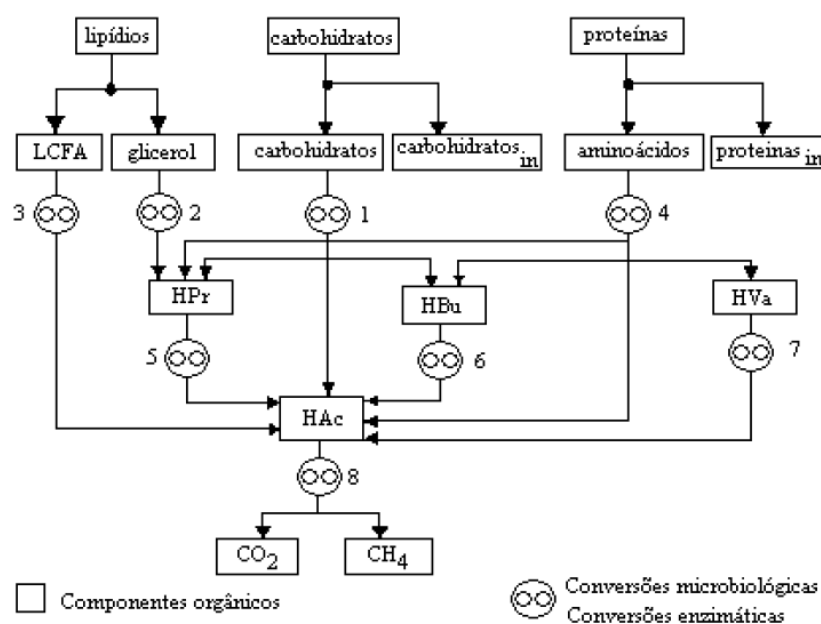


FIGURA 2.6: MODELO DE CARACTERIZAÇÃO DO ORGÂNICO COMPLEXO EM PROTEÍNA
Angelidaki *et al.* (1999).

2.1.5 Efeito da temperatura na biodigestão

Craveiro *et al.* (1982) reportam que o processo de fermentação da digestão anaeróbia são principalmente influenciados pela temperatura, onde baixas temperaturas inibem o processo; enquanto que variações bruscas de temperatura levam ao desequilíbrio e morte das bactérias digestoras. No Hemisfério Sul a temperatura induz à fermentação, a qual aumenta considerando-se o conjunto das condições das bactérias mesófilas com temperatura ideal em torno de 37°C.

De acordo com Ruiz (1992), os processos de fermentação ocorrem entre 15°C a 65°C que pode ser avaliado na Figura 2.7, na qual é possível observar o efeito da temperatura da biomassa sobre a produção de biogás. Os metabolismos são divididos em três faixas térmicas: Termófilas de 50°C a 65°C; Mesófilas de 30°C a 40°C; e as Psicrófilas abaixo de 20°C.

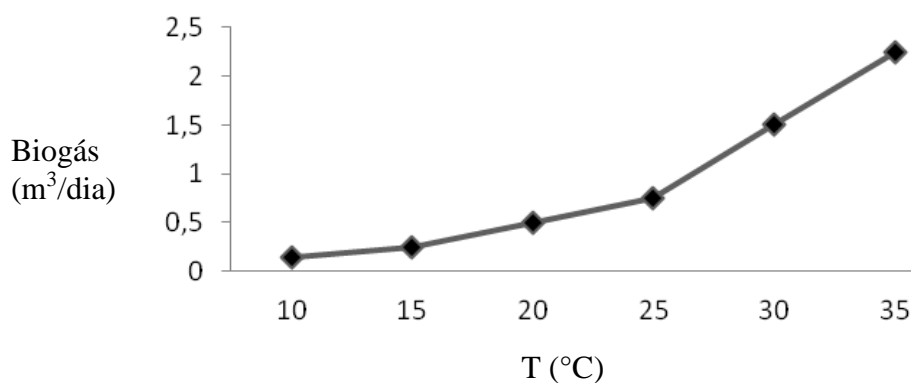


FIGURA 2.7. EFEITO DA TEMPERATURA NA MANTA DE LODO SOBRE A PRODUÇÃO DE BIOGÁS (ADAPTADO DE Oliveira, 2004).

2.1.6 Efeito do pH na biodigestão

Nos processos anaeróbios o efeito de pH se manifesta de forma direta e indiretamente, conforme apresentado por Lettinga *et al.* (1996) e mencionado em Chernicharo (1997). A mudança do pH do meio se manifesta de forma direta afetando a atividade das enzimas, como é o caso da alteração de suas estruturas proteicas. Já a manifestação da alteração de pH de

forma indireta, se da pela toxicidade de alguns compostos, a exemplo da amônia e do sulfeto conforme apresentado por Chernicharo (1997). A faixa de pH para o crescimento ótimo das bactérias produtoras de metano está entre 6,6 e 7,4, muito embora seja possível conseguir-se uma estabilidade na formação de metano numa faixa mais ampla de pH, entre 6,0 e 8,0. Contudo, o pH ótimo é dependente do tipo de microrganismo envolvido no processo de digestão, assim como do tipo de substrato a ser digerido (CHERNICHARO, 1997).

De acordo com Nogueira (1986), para neutralizar o material a ser metabolizado a composição de alguns sais orgânicos inibem o funcionamento do biodigestor. Para neutralizar este substrato o hidróxido de cálcio pode ser utilizado para neutralizar a acidez no biodigestor, substituindo o hidróxido de sódio.

2.2 SISTEMAS DE TRATAMENTO ANAERÓBIO

2.2.1 Descrição geral de um biodigestor

Gaspar (2003) define digestores anaeróbios como uma câmara hermética, onde o efluente é inserido e no interior do qual ocorre a metabolização dos compostos orgânicos por bactérias anaeróbias. A eficiência na remoção da carga poluente pode chegar a 87%, quando auxiliada por agentes biorremediadores, tais como a Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO)¹, Demanda Química de Oxigênio (DQO)², sólidos totais. Os processos liberam o biogás e produzem insumos orgânicos na forma de biofertilizante.

Os requisitos básicos para a construção e operação de um biodigestor são: a) taxas contínuas de cargas de matéria orgânica; b) tempo de residência ou tempo de retenção hidráulico curto (para minimizar o volume do reator e aumentar a produtividade de biogás); c) geometria do digestor; d) aspectos práticos de mistura e perda de calor; e) imobilização da massa microbiana que pode envolver o uso de um material inerte ou degradável; f) Manutenção do pH na faixa ideal para a digestão anaeróbia entre 6,8–7,2 (WARD *et al.*, 2008).

De acordo Chernicharo (1997), foram descritos alguns sistemas de tratamento anaeróbio classificados como: a) tanque séptico tem as funções múltiplas de sedimentação,

¹ Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO): quantidade de oxigênio consumido na degradação da matéria orgânica por processo biológico, mgL⁻¹.

² Demanda Química de Oxigênio (DQO): quantidade de matéria orgânica suscetível de ser oxidada por via química que existia na amostra líquida, mgO₂L⁻¹.

remoção de materiais flutuantes, além de comportar-se como digestor de baixa carga, sem mistura e sem aquecimento; b) lagoa anaeróbia são frequentemente utilizadas para o tratamento de despejos com alta concentração de matéria orgânica, como frigoríficos, laticínios, bebidas etc; c) filtros anaeróbios são sistemas com crescimento bacteriano aderido; d) digestores anaeróbios de lodo também são conhecidos como reatores anaeróbios de leito fixo, reator anaeróbio de leito rotatório, reatores anaeróbios de leito expandido, reator anaeróbio de dois estágios, reator anaeróbio de leito granular expandido (EGSB), reator anaeróbio com recirculação interna (CSTR), reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo (UASB).

- Reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo (UASB)
- DAFA (Digestores anaeróbio de fluxo ascendente);
- RAFA (Reatores anaeróbio de fluxo ascendente);
- RALF (Reatores anaeróbio de leito fluidificado);
- RAFAALL (Reatores anaeróbio de fluxo ascendente através de leito de lodo).

2.2.2 Propagação dos biodigestores

Ni *et al.* (1992) reportam que a utilização da tecnologia da biodigestão no ocidente iniciou-se muito mais focada nos estudos do potencial para a produção de biogás, ou seja, do biodigestor como fonte de energia renovável, o que perdurou ao longo de quase um século em todo o mundo. Isso significa que os demais múltiplos benefícios da biodigestão no tratamento de efluentes, abrangendo não apenas a geração de energia, mas também a remoção de poluição e produção de biofertilizante que foram colocados em segundo plano.

De acordo com Mwakaje (2007), na China e na Índia, a tecnologia de biogás é altamente difundida na agricultura familiar. Na Índia, cerca de 6 milhões de toneladas de lenha foram substituídos por biogás em 1996, enquanto na China, 7 milhões de digestores de biogás contribuem para as necessidades de energia de cerca de 4% da população da China.

Dados da International Energy Agency (2009) mostram prospecções das tendências de demanda de energia primária por combustível para o ano de 2030. A Figura 2.5 mostra que a tendência prospectada do período de 2007 a 2030 é aumentar em aproximadamente 80 Mtoe, (Megatoneladas equivalentes de petróleo).

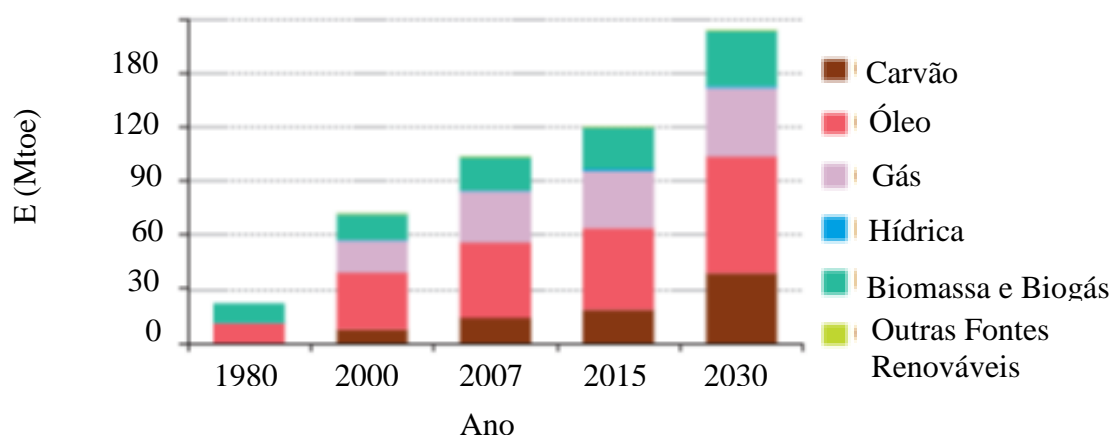


FIGURA 2.8: DEMANDA DE ENERGIA PRIMÁRIA POR COMBUSTÍVEL NO CENÁRIO MUNDIAL. MTOE = MILHÕES DE TONELADAS EQUIVALENTES DE PETRÓLEO

2.2.3 Modelos de reatores de digestão anaeróbios

O processo de biodigestão ocorre em um ambiente anaeróbio, para o qual são empregados os reatores, também conhecidos como biodigestores. Historicamente, os primeiros modelos de reatores utilizados foram o Modelo Indiano e o Modelo Chinês, os quais foram amplamente difundidos.

De acordo Barrera (1993), há pelo menos meio século, para os chineses, a instalação de biodigestores transformou-se em questão estratégica, incrustada em lógicas de política internacional, pois a China como País continental, com excesso de população, optou, durante os anos 50 e 60, no auge da guerra fria, por uma política de descentralização energética. Os governantes baseavam-se em uma lógica simples.

No caso da Índia, Barrera (1993) cita que as causas foram mais singelas, e nem por isso menos graves. Devido à miséria e sem a autossuficiência em petróleo que sempre deu segurança aos chineses, os indianos foram obrigados, sistematicamente, a utilizar o conhecimento e a sabedoria de sua camada social privilegiada para minimizar o sofrimento da população marginalizada, castigada pela fome e deficiência das necessidades básicas para uma vida digna.

De forma mais contemporânea pode-se citar o surgimento de mais modelos: o da Marinha Brasileira e o Reator de fluxo ascendente e manta de lodo, este último sendo mais conhecido com a sigla UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*), também são denominados como:

- Reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo (UASB)
- DAFA (Digestores anaeróbio de fluxo ascendente);

- RAFA (Reatores anaeróbio de fluxo ascendente);
- RALF (Reatores anaeróbio de leito fluidificado);
- RAFAALL (Reatores anaeróbio de fluxo ascendente através de leito de lodo).

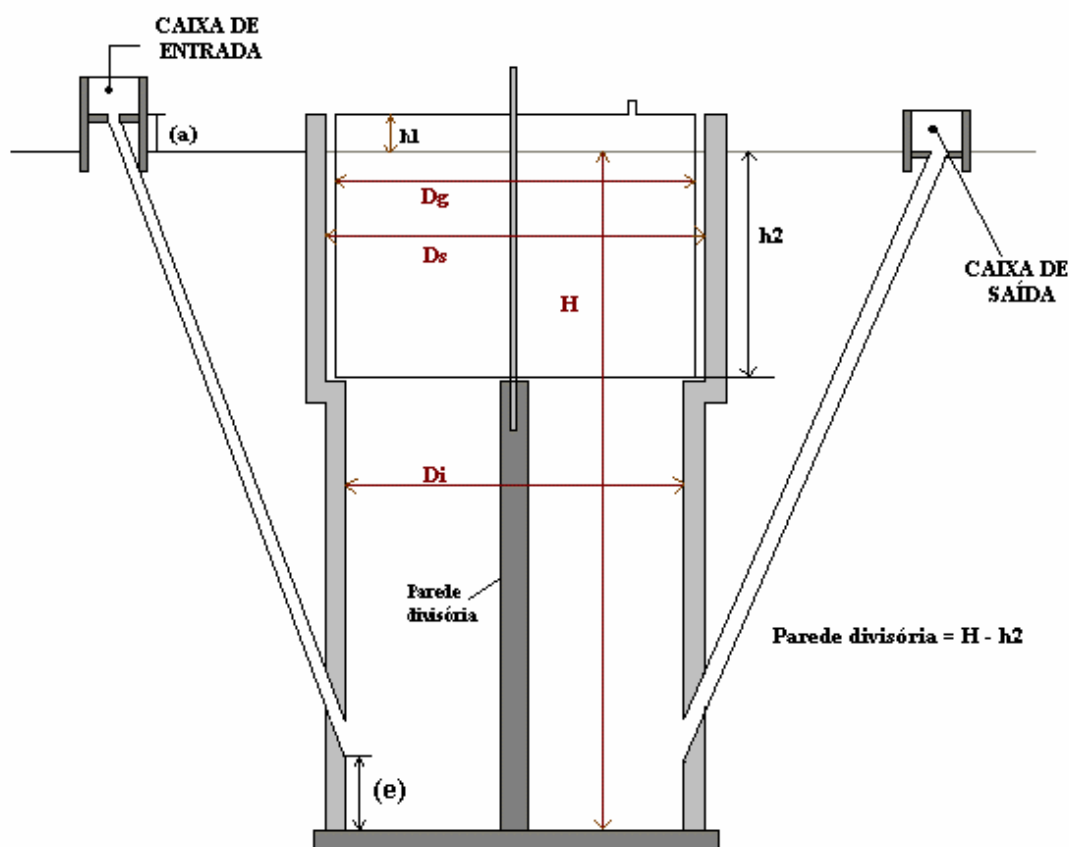
Os reatores UASB foram desenvolvidos por Lettinga *et al.* (1980). O que permite o uso de reatores UASB para cargas orgânicas elevadas, em comparação com outros processos anaeróbios, é o desenvolvimento de um lodo granular denso, que se concentra mais no fundo do reator do que na parte superior (Metcalf & Eddy, 2003). A concentração de biomassa no reator é bastante elevada e, por isso, o volume requerido para as unidades é bem reduzido em comparação com outros sistemas de tratamento. Devido à atividade anaeróbia, gases (principalmente CH₄ e CO₂) são formados, dando uma vantagem importante a esta técnica, pois o gás metano produzido pode ser utilizado como fonte de energia. Um separador trifásico, instalado na parte superior do UASB permite a separação e coleta do gás, e a separação e retorno da biomassa, evitando a saída dos microrganismos junto com o efluente. Os sólidos sedimentam na parte superior da estrutura cônica ou piramidal, escorrendo pelas paredes até retornarem ao corpo do reator. Como as bolhas de gás não atingem a zona de sedimentação, a separação sólido-líquido não é prejudicada. A produção de lodo é pequena e este sai estabilizado (Von Sperling, 1996). A parte inferior do reator UASB denomina-se leito de lodo, que se caracteriza pelo adensamento de biomassa. Acima do leito de lodo encontra-se uma zona de lodo mais dispersa denominada manta de lodo, em que os sólidos possuem velocidades de sedimentação mais baixas. A concentração do lodo nessa zona usualmente varia entre 1,5 e 3% (Chernicharo *et al.*, 1995). O reator UASB desempenha simultaneamente várias funções. Nele ocorre a sedimentação dos sólidos suspensos do efluente que ficam retidos no manto espesso de lodo biológico. Também ocorre a digestão da parte sólida retida (lodo da água residuária e parte da biomassa), resultando em um lodo bem estabilizado. Por fim, existe a degradação biológica da parte solúvel do efluente (Kato *et al.*, 1999).

Reatores Anaeróbios em Bateladas Sequenciais (AnSBR - Anaerobic Sequential Batch Reactor) foram desenvolvidos por Ketchum e Early (1997). Ele surgiu como alternativa ao Processo Anaeróbio de Contato, já que, nesse sistema com mistura completa e fluxo contínuo, o biogás gerado provoca a flotação de parte do lodo contido no reator, implicando na utilização de decantador para possibilitar o retorno de lodo biológico descartado, juntamente, com o efluente Dague *et al.* (1998). No AnSBR, o tratamento biológico é realizado em uma única unidade por meio de sequência operacional (ciclo) composta de quatro etapas distintas: (i) alimentação: entrada do substrato, (ii) reação: contato, por meio de

agitação, entre substrato e a biomassa presente para conversão da matéria orgânica a metano e dióxido de carbono, (iii) sedimentação: separação da fase sólida (lodo biológico), sendo esta extremamente dependente da formação de lodo auto-imobilizado ou granular com boas características de sedimentação e (iv) descarte: saída do líquido tratado e clarificado. Em alguns casos, após a etapa de descarte, faz-se necessário incluir a etapa de (v) repouso para flexibilidade de operação de vários reatores simultaneamente. Os ciclos podem ser repetidos indefinidamente, desde que a duração do ciclo total forneça tempo necessário para realização da sequência de operação. Na etapa de reação, que é a principal delas, a agitação pode ser contínua ou intermitente.

2.2.3.1 Biodigestor modelo indiano

Este modelo de reator é caracterizado por possuir uma campânula interna móvel que funciona como gasômetro, sendo que essa permanece imersa sobre a biomassa que está sendo metabolizada. É vedada com um selo d'água externo. Há uma parede central, e uma chicana, a qual divide o tanque de fermentação em câmaras separadas, conforme pode ser observado na Figura 2.9.



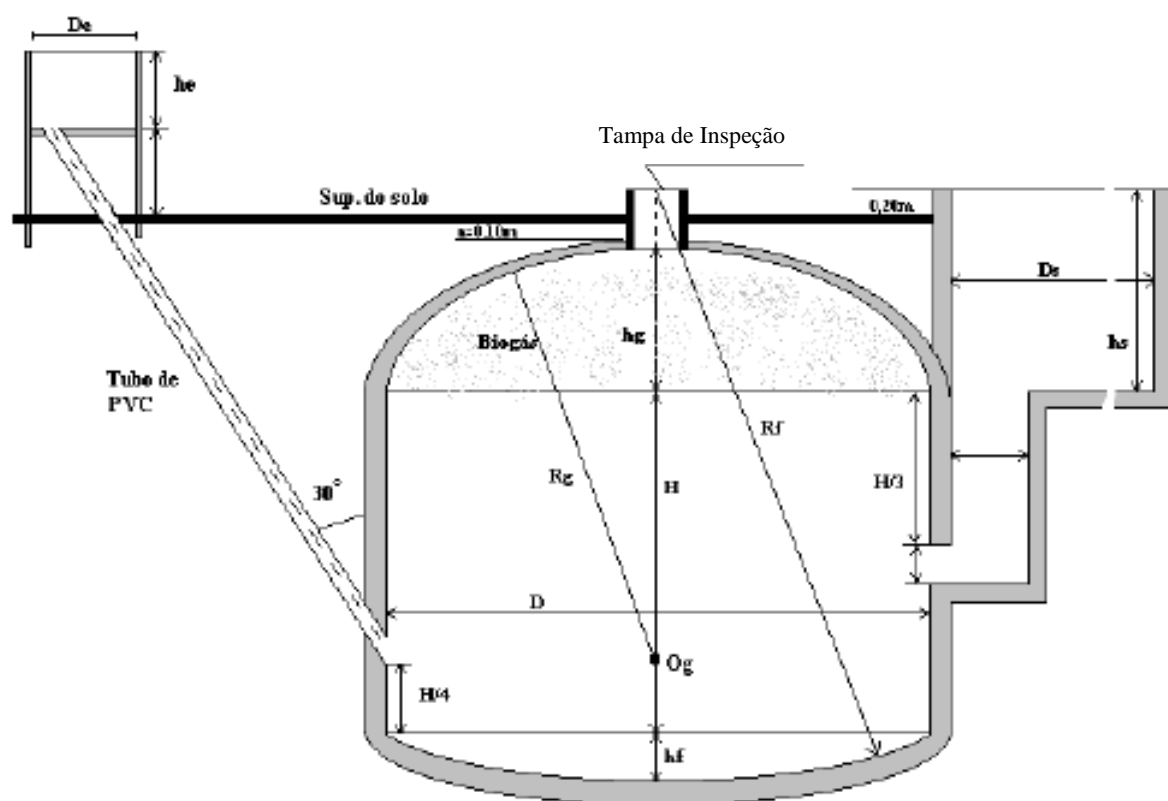
H - altura do nível do substrato;
 Di - diâmetro interno do biodigestor;
 Dg - diâmetro do gasômetro;
 Ds - diâmetro interno da parede superior;
 h1 - altura ociosa (reservatório do biogás);
 h2 - altura útil do gasômetro;
 a- altura da caixa de entrada;
 e- altura de entrada do cano com o afluente.

FIGURA 2.9. DESIGN DO MODELO INDIANO. FONTE: Deganutti *et al.* (2002).

A função da divisão é fazer com que o material se desloque pelo interior da câmara de fermentação. O biodigestor indiano possui pressão constante e a campânula tende a deslocar-se verticalmente, aumentando o volume e mantendo a pressão constante. Este sistema foi desenvolvido para trabalhar com alta concentração de sólidos totais de até 8% (DEGANUTTI *et al.*, 2002).

2.2.3.2 Biodigestor modelo Chinês

O modelo Chinês é formado por um reator cilíndrico em alvenaria, com teto em forma abobadada, impermeável, construído para o armazenamento do biogás como observado na Figura 2.10. Este reator trabalha com base no princípio de prensa hidráulica, aumentando a pressão em seu interior acumulando biogás, o que resulta em arrastos do efluente da câmara de metabolização para o reservatório de saída e em sentido contrário ocorre descompressão. Este equipamento pode ser construído em alvenaria, e a não necessidade de utilização de partes de aço reduz muito seu custo. Porém, se o sistema não tiver um processo de impermeabilização adequado, o sistema apresentará vazamento e o rendimento do reator será comprometido.



- D** - diâmetro do corpo cilíndrico;
H - altura do corpo cilíndrico;
H_g - altura da calota do gasômetro;
h_f - altura da calota do fundo;
O_f - centro da calota esférica do fundo;
O_g - centro da calota esférica do gasômetro;
h_e - altura da caixa de entrada;
D_e - diâmetro da caixa de entrada;
h_s - altura da caixa de saída;
D_s - diâmetro da caixa de saída;
A - afundamento do gasômetro.

FIGURA 2.10. DESIGN DO MODELO CHINÊS. FONTE: Deganutti *et al.* (2002).

2.2.3.3 Biodigestor modelo da marinha Brasileira

De acordo com Barrera (2003), este modelo de reator é formado por um base quadrangular de alvenaria com paredes revestidas com uma manta impermeável em policloreto de vinila (PVC) como mostra a Figura 2.11, o que atribui maior facilidade de instalação, quando confrontado com o design de modelos mais antigos, como o Indiano e o Chinês. Além de apresentar maior resistência à corrosão, sua cúpula de geomembrana

impermeável está acoplada a um selo hidráulico deixando o sistema hermético. Também pode ser visualizado na Figura 2.11 outro dispositivo importante utilizado neste modelo de biodigestor, é uma calha que funciona como selo hidráulico contornando a câmara do reator, permitindo a contenção do gás. O selo hidráulico possibilita condição anaeróbia no reator, regularizando a pressão do gás com a colocação de um lastro sobre a lona plástica. Este lastro é calculado para manter a pressão do reservatório de gás constante com 15 c.c.a. (centímetros de coluna de água). Do mesmo modo é colocada uma rede de corda de nylon a qual é amarrada em ganchos fixados na cinta parte superior do biodigestor que serve como anteparo para segurar a lona de PVC flexível evitando que esta caia sobre o substrato.

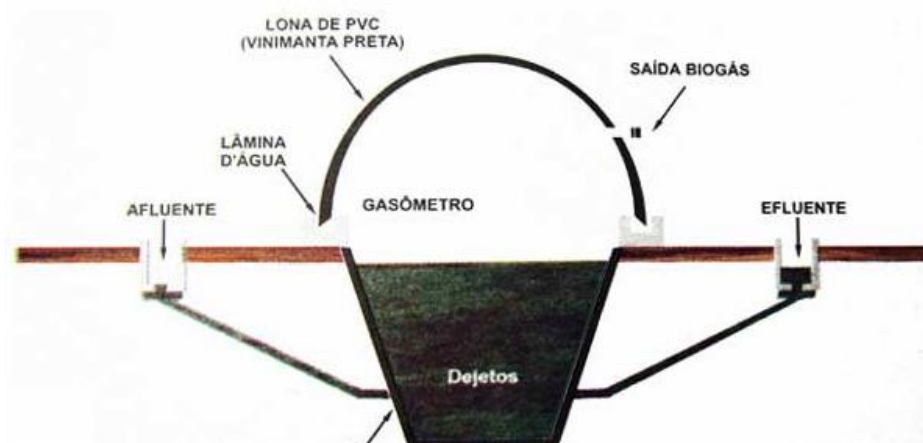


FIGURA 2.11. DESIGN DO MODELO MARINHA BRASILEIRA. FONTE: Barrera (2003).

2.2.3.4 Reatores UASB

Reatores de fluxo ascendente e manta de lodo, ou UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*), podem ser considerados um dos avanços mais importantes na tecnologia de digestão anaeróbia. Desenvolvidos por Lettinga *et al.* (1995), foram utilizados inicialmente no tratamento de biomassa residual da agroindústria e posteriormente no tratamento de esgotos principalmente em regiões de clima quente em muitos países em desenvolvimento, tais como Brasil, Colômbia, México, Egito e Índia (VAN HAANDEL *et al.*, 1994). De acordo com Sanz *et al.* (2005), atualmente, reatores UASB e conformações baseadas em seus principais aspectos constituem cerca de 75% dos sistemas de tratamento anaeróbio no mundo.

De acordo com Chernicharo (1997), a metodologia de tratamento via reatores UASB, é basicamente um fluxo ascendente de efluente que percola através de um lodo denso desenvolvido pela biomassa da atividade microbiana. Os sólidos variam de acordo com a

altura do lodo no interior do reator, direcionando o efluente para a extremidade superior do reator, concluindo o processo de degradação parcial da matéria orgânica.

A tecnologia dos reatores UASB está vastamente disseminada, contudo seu projeto e sistema de interação são estruturados em experiências práticas, sendo sempre baseadas em dados científicos do processo biológico, levando ao super dimensionamento dos volumes dos reatores e ao tratamento instável (HORI *et al.*, 2006; O'FLAHERTY *et al.*, 2006).

De acordo com estudos realizados por Chernicaró e Campos (1995), foram levantadas as vantagens e desvantagens dos reatores UASB observados na Tabela 2.3.

TABELA 2.3. VANTAGENS E DESVANTAGENS DOS PROCESSOS DOS REATORES UASB.

Vantagens	Desvantagens
Baixa produção de sólidos, cerca de 5 a 10 vezes inferior à que ocorre nos processos aeróbios;	As bactérias são susceptíveis a inibição por um grande número de compostos, podendo comprometer a eficiência ou suspender as atividades da planta;
Redução de consumo de energia, usualmente associada a uma elevatória de chegada;	A partida do processo pode ser lenta na ausência de lodo de semeadura adaptado;
Necessita de uma área muito menor que a utilizada para implantação dos sistemas aeróbios;	Alguma forma de pós-tratamento é usualmente necessária;
Baixos custos de implantação, quando comparados aos sistemas aeróbios;	A bioquímica e a microbiologia da digestão anaeróbia são complexas e precisam ser mais estudadas;
Produção de metano, um gás combustível de elevado teor calorífico e com potencial de reaproveitamento;	Dificuldade de controlar a geração de maus odores;
Possibilidade de preservação da biomassa em alimentação do reator, por aproximadamente 8 meses;	Possibilidade de geração de efluente com aspecto desagradável;
Tolerância a elevadas cargas orgânicas.	Aplicabilidade em pequena e grande escala; Remoção de nitrogênio, fósforo e patogênicos insatisfatória; Processo dependente da temperatura do lodo.
Baixo consumo de nutrientes.	

Fonte: Chernicaró e Campos (1995).

2.3 BIOGÁS

A biodigestão é um processo de digestão anaeróbio em que as comunidades de bactérias, quebram a matéria orgânica na ausência de oxigênio. O produto residual do metabolismo é uma mistura de vários gases, conhecidos coletivamente como o biogás (LASTELLA *et al.*, 2002).

Diaz *et al.*, (2011) relatam que os produtores rurais em todo o mundo têm investido em biodigestores para a produção de pequenas quantidades de biogás a partir de resíduos orgânicos gerados nos processos agroindustriais, principalmente os resíduos provenientes dos animais. Devido à grande disponibilidade de efluentes e o caráter renovável dos materiais orgânicos e bactérias necessários para síntese de biogás, esta é uma fonte de energia potencialmente eficaz e sustentável.

De acordo com Holm-Nielsen (2009), o biogás é uma fonte de energia renovável em desenvolvimento, resultado do processo de digestão anaeróbia da matéria orgânica. Sua composição principal é metano (CH_4) e dióxido de carbono (CO_2) com uma quantidade baixa de outros gases, tais como ácido sulfídrico (H_2S). A presença de CO_2 diminui o rendimento da queima a partir da combustão do biogás.

De acordo com Kapdi *et al.* (2005), a composição variável é devido à grande multiplicidade de substratos que podem ser utilizados para a produção do biogás. O CO_2 não é utilizado na produção de energia por meio da combustão reduzindo a energia por volume de biogás.

2.3.1 Processos de purificação do biogás

De acordo com Osório (2009) a remoção do CO_2 e H_2S são necessárias para a purificação do biogás, devido a sua característica inibidora de reduzir a energia produzida na combustão de biogás. Estudos recentes têm utilizados processos de lavagens de gás para extrair CO_2 do biogás, e isso é possível devido as diferenças de solubilidade em água dos compostos frente a diferentes temperaturas.

Para a lavagem do biogás, fatores tais como dimensões da torre de lavagem, composição do biogás, taxas de fluxo de água e a pureza da água de lavagem devem ser considerados para um procedimento eficaz. Um estudo de caso feito em uma comunidade rural de Gana e utilizando água pressurizada mostra que esta metodologia remove 92% do CO_2 do biogás (OFORI-BOATENG *et al.*, 2009).

2.4 PÓS TRATAMENTO DO BIODIGESTOR

Por questões de eficiência e adequação aos níveis de qualidade da água exigidos pela legislação ambiental, o efluente dos biodigestores anaeróbios necessita de pós-tratamento para

remoção da carga poluente. A utilização dos sistemas de tratamento de efluentes tendo o reator anaeróbio como unidade principal para geração de energia, acoplado a unidades de pré e pós-tratamento, possibilita a redução da carga poluente dos efluentes e uma eficiente recuperação dos recursos (FORESTI *et al.*, 2006).

Este sistema de pós-tratamento de um biodigestor pode ser realizado por meio de Lagoas Facultativas ou Lagoa de Microalgas como descritos abaixo:

2.4.1 Lagoa facultativa

Nos trabalhos de Von Sperling (2005), as lagoas facultativas são descritas como aquelas que proporcionam no seu aspecto estratigráfico uma zona anaeróbia localizada no fundo e outra aeróbia localizada na superfície. Considerando esta separação de fases, causada pela profundidade empregada em sua construção, a carga poluente presente nos efluentes é removida por meio desses dois processos bioquímicos, o metabolismo aeróbio e o anaeróbio. Esta estrutura é o sistema mais comum das lagoas de estabilização.

Ainda, conforme Von Sperling (2005), observa-se na Figura 2.12, que dentro da lagoa facultativa ocorrem três zonas de tratamento dos efluentes: zona aeróbia, zona facultativa e zona anaeróbia. A matéria orgânica em suspensão decanta para o fundo da lagoa e constitui o lodo, sendo denominada zona anaeróbia pela decomposição realizada prioritariamente por microrganismos anaeróbios. A matéria orgânica dissolvida conserva-se dispersa, sendo que na camada superficial ou zona aeróbia, a oxidação ocorre por meio do metabolismo aeróbio. O oxigênio é provido ao meio pela fotossíntese realizada pelas algas, mantendo-se um equilíbrio entre o consumo e produção de oxigênio e gás carbônico. Na zona intermediária da lagoa, a penetração da luz solar é mínima não permitindo a ocorrência ideal da fotossíntese, originando uma zona de variação de oxigênio livre. Esta região, onde sobrevivem bactérias tanto na presença de oxigênio ou na sua ausência, e onde ocorre a presença de nitrato, sulfato e CO₂, é denominada área facultativa.

2.4.2 Lagoa de microalgas

O uso de culturas de microalgas acontece há cerca de 75 anos, com a aplicação em sistemas de tratamento de águas residuais, tendo como subproduto a produção de biomassa de diferentes espécies de algas, tais como *Chlorella sp.* e *Dunaliella sp.* Recentemente houve um

interesse significativo no desenvolvimento de culturas de microalgas em alguns países, como Austrália, EUA, Tailândia, Taiwan e México (RENAUD *et al.* 1994).

Conforme De la Nou *et al.* (1988), os processos de tratamento biológico que utilizam microalgas são utilizados, devido a sua capacidade de fotossíntese, de converter a energia solar em biomassa e em nutrientes úteis, tais como nitrogênio e fósforo, promovendo uma eutrofização controlada.

Palmer (1974) caracterizou os gêneros predominantes de microalgas a partir de uma ampla distribuição de lagoas de estabilização. Em ordem de abundância e frequência foi observada a de ocorrência das algas *Chlorella sp.* encontradas foram: *Ankistrodesmus sp.*, *Scenedesmus sp.*, *Euglena sp.*, *Chlamydomonas sp.*, *Oscillatoria sp.*, *Micractinium sp.* e *Golenkinia sp.*

Sistemas de tratamento por microalgas podem ser utilizados para tratar esgotos humanos (SHELEF *et al.*, 1980; MOHAMED, 1994; IBRAHEEM, 1998), resíduos de animais, resíduos agroindustriais (ZAID-ISO, 1990; MA *et al.*, 1990; PHANG, 1990) e resíduos industriais (KAPLAN *et al.*, 1988).

Outros trabalhos de pesquisa indicam o uso dos sistemas de microalgas para o tratamento de resíduos específicos, tais como efluentes de pocilga (DE PAUW *et al.*, 1980; MARTIN *et al.*, 1985), efluente de fábricas de processamento de alimentos (RODRIGUES E OLIVEIRA, 1987) e outros resíduos agrícolas.

Durante os últimos trinta anos, diversas pesquisas foram realizadas utilizando microalgas em resposta aos desequilíbrios ambientais e a sua utilização como indicativos de organismos de qualidade água (MOHAMED, 1994). Palmer (1969) classificou os organismos, *Euglena sp.*, *Oscillatoria sp.*, *Chlamydomonas sp.*, *Scenedesmus sp.*, *Chlorella sp.*, *nitzschia sp.* e *Navicula sp.* para serem utilizados como indicadores de poluição da água, considerando que a presença de organismos diferentes, como *Lemanea sp* e *Stigeoclonium sp.* indicariam que a amostra de água poderia ser considerada não poluída.

Segundo Arceo (2012) o conteúdo de óleo das microalgas pode exceder 80% do peso seco da biomassa. Tendo uma produtividade de óleo que é definida como a massa de óleo produzida por unidade de volume da cultura de microalgas/dia. Dependendo da espécie, as microalgas produzem diferentes tipos de lipídios, hidrocarbonetos e outros lipídios complexos.

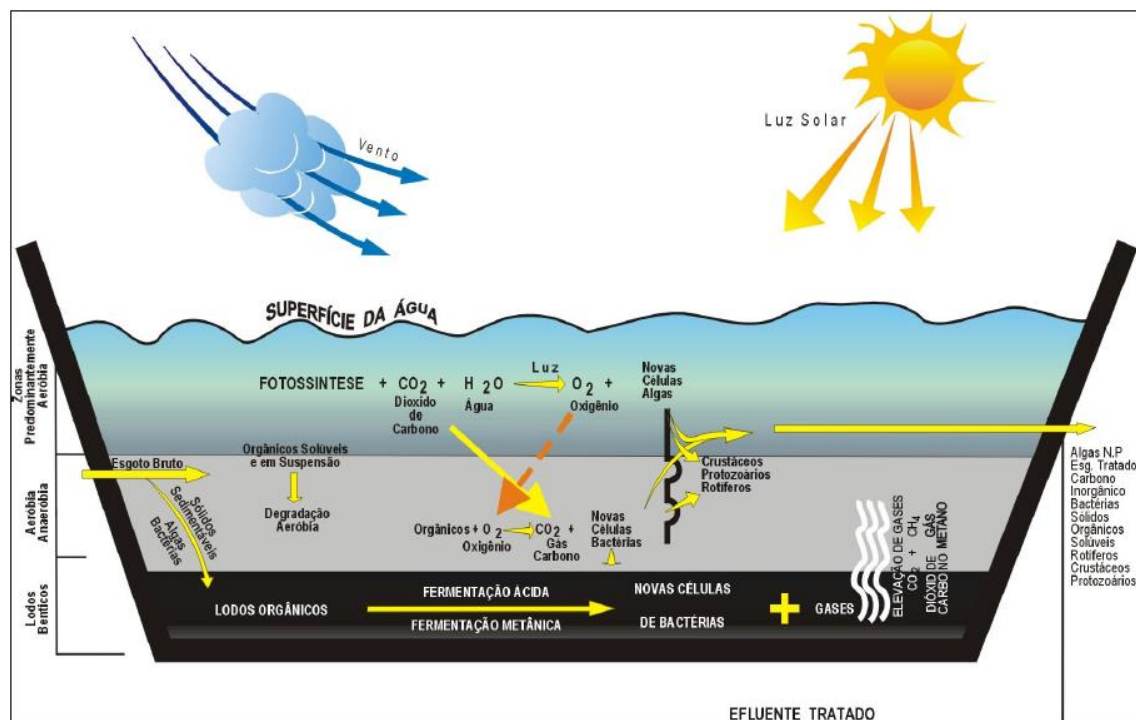


FIGURA 2.12. DINÂMICA DO TRATAMENTO DO EFLUENTE NA LAGOA FACULTATIVA. ADAPTADO DE Saneago (2002).

2.4.3 Biofiltro

A inserção de lodo ativado produzido em um processo aeróbio não causava nenhum efeito negativo sobre o desempenho do UASB, resultando mesmo no aumento da atividade metanogênica e na velocidade de sedimentação do lodo granular. A configuração anaeróbio+aeróbio amplia e otimiza a importância do reator UASB, que passa a atuar tanto na DQO particulada quanto na DQO solúvel do esgoto. Consequentemente, baixa produção de lodo, compactação, baixo custo, simplicidade operacional e uma significativa economia de energia são vantagens da associação UASB + BF quando comparada a um sistema convencional, principalmente de lodos ativados e para avaliar o rendimento do adensamento e digestão de lodo aeróbio no biodigestor UASB foram utilizadas as seguintes equações (GONÇALVES *et al.* 2005):

Para avaliar as características do lodo da mistura dos dois lodos (UASB e BF), foi realizado um balanço de massa em termos de sólido:

$$M_{SV(UASB+BF)} = M_{SV(LodoUASB)} + M_{SV(LodoBFs)} \quad (2.5)$$

A concentração de SV no lodo misto (considerando que não há digestão de lodo aeróbio no reator UASB) é dada pela relação:

$$M_{SV} = M_{ST} + SV \quad (2.6)$$

Sendo:

$M_{SV(UASB+BF)}$ = produção diária de lodo em termos de SV no lodo misto (UASB + BF) (kg SV/dia);

$M_{SV \text{ (Lodo UASB)}}$ = produção diária de lodo em termos de SV no UASB (kg SV/dia);

$M_{SV \text{ (Lodo BF)}}$ = produção diária de lodo em termos de SV nos BFs (kg SV/dia);

M_{ST} = produção diária de lodo em termos de ST (sólidos totais) (kg ST/dia);

M_{SV} = produção diária de lodo em termos de SV (sólidos voláteis) (kg SV/dia);

SV = porcentagem de SV/ST no lodo.

Substituindo a equação(2.6) em (2.5) temos:

$$M_{SV(UASB+BF)} = \frac{[SV_{UASB} \times M_{ST(LodoUASB)}] + [SV_{BF} \times M_{ST(LodoBF)}]}{M_{ST(LodoUASB)} + M_{ST(LodoBF)}} \quad (2.7)$$

Sendo:

$$M_{ST(LodoBF)} = Y_{BFs} \times MCOD_{remBFs} \quad (2.8)$$

$$M_{ST(LodoUASB)} = Y_{UASB} \times MCOD_{remUASB} \quad (2.9)$$

Onde:

$M_{ST \text{ (Lodo UASB)}}$ = produção diária de lodo em termos de ST no UASB (kg ST/dia);

$M_{ST \text{ (Lodo BF)}}$ = produção diária de lodo em termos de ST nos BFs (kg ST/dia);

Y_{UASB} = coeficiente de crescimento de biomassa no UASB (kgTSS/kgDQO_{rem UASB});

Y_{BFs} = coeficiente de crescimento de biomassa no BF (kgTSS/kgDQO_{rem BF});

$MCOD_{remUASB}$ = massa de DQO_{removida} diariamente no reator UASB (kg DQO/d);

$MCOD_{remBF}$ = massa de DQO_{removida} diariamente no BF (kg DQO/d).

A digestão de lodo aeróbio pode ser expressa da seguinte forma:

$$Digestão = \frac{SV_{BF} - SV_{BF*}}{SV_{BF}} \quad (2.10)$$

Onde:

SV_{BF} = porcentagem de SV/ST no lodo do BF (valor teórico adotado = 80%);

SV_{BF*} = porcentagem de SV/ST no lodo do BF após a mistura.

2.4.4 Aplicação de pré e pós tratamento

O tratamento de esgotos domésticos é um item que merece ampla aplicação de pesquisa devido ao impacto causado ao ambiente pelas águas residuais que são diretamente lançadas em corpos hídricos receptores, o que aumenta o processo de eutrofização.

Atualmente os processos de tratamento de águas residuais, utilizando sistemas anaeróbios são mais eficientes, e estão sendo aplicados com sucesso para o tratamento de águas residuárias, como esgoto doméstico. Isso ocorre particularmente, sob condições tropicais, onde o aquecimento artificial pode ser evitado reduzindo os custos. O processo anaeróbio pode servir como uma alternativa viável, em comparação com os sistemas convencionais de processos aeróbios (LETTINGA, 1995).

O pré-tratamento antes da aplicação da biodigestão não é muito utilizado pois afeta a digestão anaeróbia negativamente. Isto diminui a atividade de lodo devido à adsorção e retenção da matéria orgânica. Inibe também a granulação, reduzindo a área de fixação de bactérias.

Nesse conceito, no trabalho de Aiyuk *et al.* (2006), o esgoto doméstico foi tratado em um ambiente controlado (UASB), sendo otimizado através de um pré e pós-tratamento. A clarificação foi realizada com pequenas quantidades de cloreto férrico de metila. A seguir, na Figura 2.13 verifica-se que no pré-tratado a matéria orgânica se torna mais disponível para o tratamento biológico após o pré-tratamento, sendo benéfico para o reator UASB.

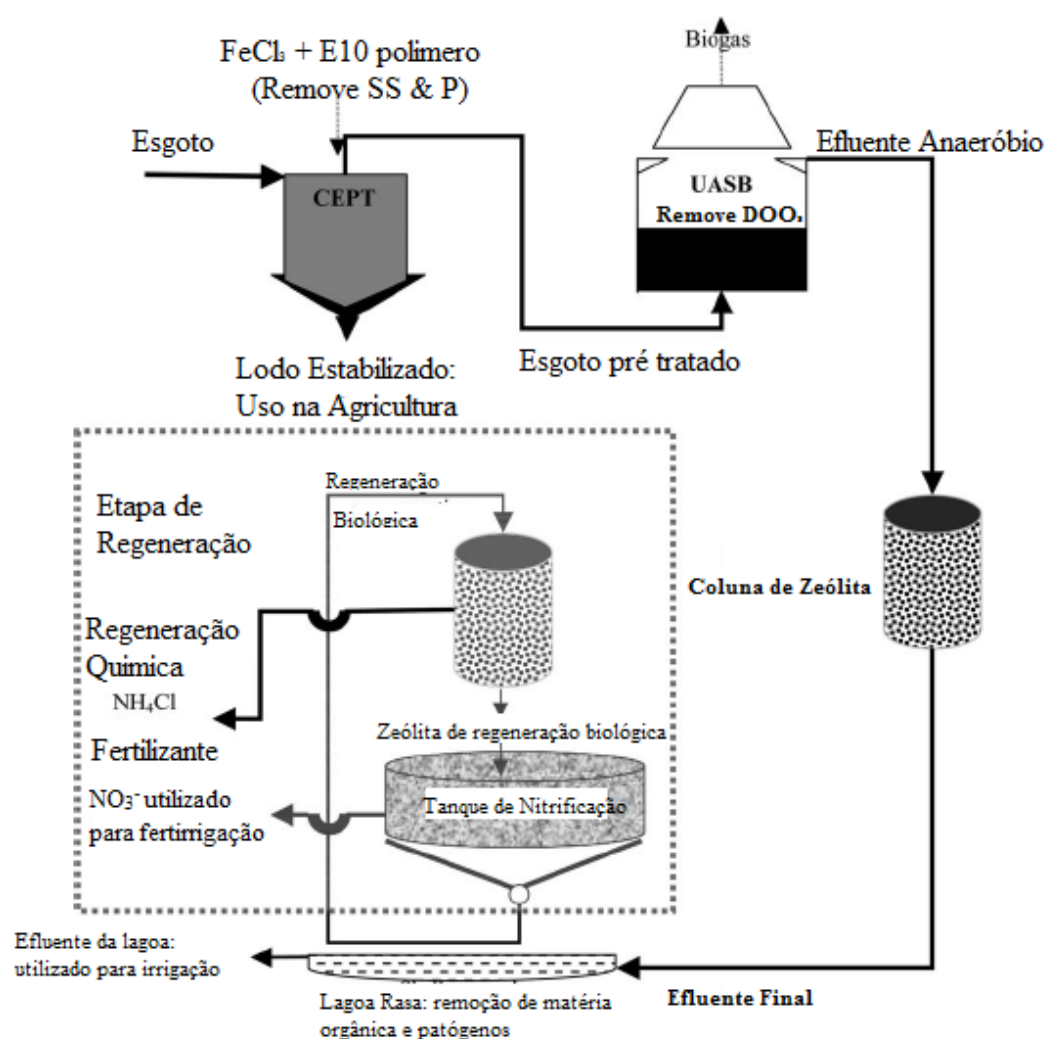


FIGURA 2.13: TRATAMENTO UASB PRECEDIDO POR UM TRATAMENTO PRIMÁRIO QUIMICAMENTE REFORÇADO (CEPT) E SEGUIDO POR TROCA IÔNICA. FONTE Aiyuk *et al.* (2006).

2.5 TEMPO DE RESIDÊNCIA

O termo tempo de residência também é encontrado como tempo de detenção hidráulica. Neste contexto, Chernicaró (1997) menciona que a aplicação de elevadas cargas hidráulicas pode repercutir negativamente no funcionamento de tanques sépticos, principalmente no caso de câmara única, pois grandes picos de vazão podem ocasionar uma perda excessiva de sólidos e consequentemente, prejudicar a qualidade do efluente final.

Para aumentar o tempo de residência de sólidos no reator, há uma possibilidade da utilização de um meio suporte para a fixação dos microrganismos responsáveis pela degradação do substrato a ser tratado, utilizando para tanto um enchimento interno, também chamado de “biofiltro”, o que possibilita a formação de um biofilme aderido ao meio suporte,

aumentando a densidade de microrganismos por metro cúbico de biodigestor, e consequentemente contribuindo para o aumento na eficiência da produção de biogás. Desta forma, as bactérias que estão no biofilme não estariam sujeitas à diluição, diminuindo o fenômeno de “wash-out”, na qual a taxa de diluição é maior que a taxa específica de crescimento (BALMANT, 2009).

O estudo realizadas por Carvalho *et al.* (2008), a hidrodinâmica tem grande importância na avaliação do desempenho dos biodigestores, desenvolvendo estudos para otimização de sua geometria. Estes processos determinam um aprimoramento dos conhecimentos dos mecanismos hidráulicos detectando falhas operacionais e de projeto, causando caminhos preferenciais, prejudicando a eficiência no tratamento, diminuindo o volume útil do tempo de detenção hidráulica.

Conforme Bewtra *et al.* (2006), os reatores em operação para tratamento biológico de efluentes não apresentam comportamento hidrodinâmico ideal, mas estão dentro de uma faixa de erro aceitável, considerando os reatores de fluxo pistão ou mistura completa ideais como UASB.

Também foi descrito por Chernicharo (1997), que é possível avaliar a eficiência na remoção de DQO em função do tempo de retenção hidráulico, com a temperatura controlada na faixa de 25°C, conforme demonstrado.

$$\eta_{\text{remoção de DQO}} = 100(1 - 0,68TDH^{-0,35}) \quad (2.11)$$

Sendo:

$\eta_{\text{remoçãoDQO}}$: eficiência do reator UASB em termos de remoção de DQO (%)

TDH: tempo de detenção hidráulica, h

0,68 e 0,35: constante empírica.

3 DESAFIOS E OBJETIVOS

A biodigestão anaeróbia é bastante susceptível a instabilidade, e necessita de um rígido controle de suas variáveis experimentais para a realização do processo com adequada eficiência. Com base no exposto, na próxima seção são identificados alguns desafios ainda a serem vencidos para aprimorar a tecnologia atual de sistemas de biodigestão.

3.1 DESAFIOS

- a) Os trabalhos relativos aos biodigestores de baixo tempo de residência e com elevada eficiência são geralmente empíricos, faltando estudos sistemáticos de caráter teórico – modelagem matemática – experimental que abordem a melhoria da eficiência;
- b) Investimentos no desenvolvimento de reatores em escala produtiva;
- c) Melhoramento genético dos organismos para diminuir o limite de contaminantes que inibem o metabolismo;
- d) Aplicação da legislação para implantação de sistemas de tratamento de resíduos em larga escala;
- e) Desenvolvimento e aplicação de novos materiais para construção de reatores;
- f) Desenvolvimento de meios suporte para a fixação de organismos, e
- g) Proposta de um tempo de residência e, em consequência a redução do volume do biodigestor com manutenção ou aumento da produção específica de biogás.

3.2 OBJETIVOS

3.2.1 Objetivo geral

Com base no desafio indicado, foi definido o seguinte objetivo geral para esta dissertação:

Desenvolver, avaliar e caracterizar experimentalmente um biodigestor modular de baixo tempo de residência para realizar o tratamento dos resíduos orgânicos do NPDEAS/UFPR.

3.2.2 Objetivos específicos

Para atingir o objetivo geral, foram definidos os seguintes objetivos específicos:

1. Projetar e construir um biodigestor de concepção modular;
2. Inocular o reator para iniciar o metabolismo;
3. Monitorar experimentalmente a funcionalidade do sistema;
4. Operacionalizar o processo de biodigestão, e
5. Quantificar e caracterizar o tempo de residência e a produção de biogás obtido.

4 MATERIAIS E MÉTODOS

Nesta seção serão apresentados os procedimentos e condições experimentais, tais como, material, equipamentos utilizados, procedimentos e metodologia utilizada para o desenvolvimento desta pesquisa.

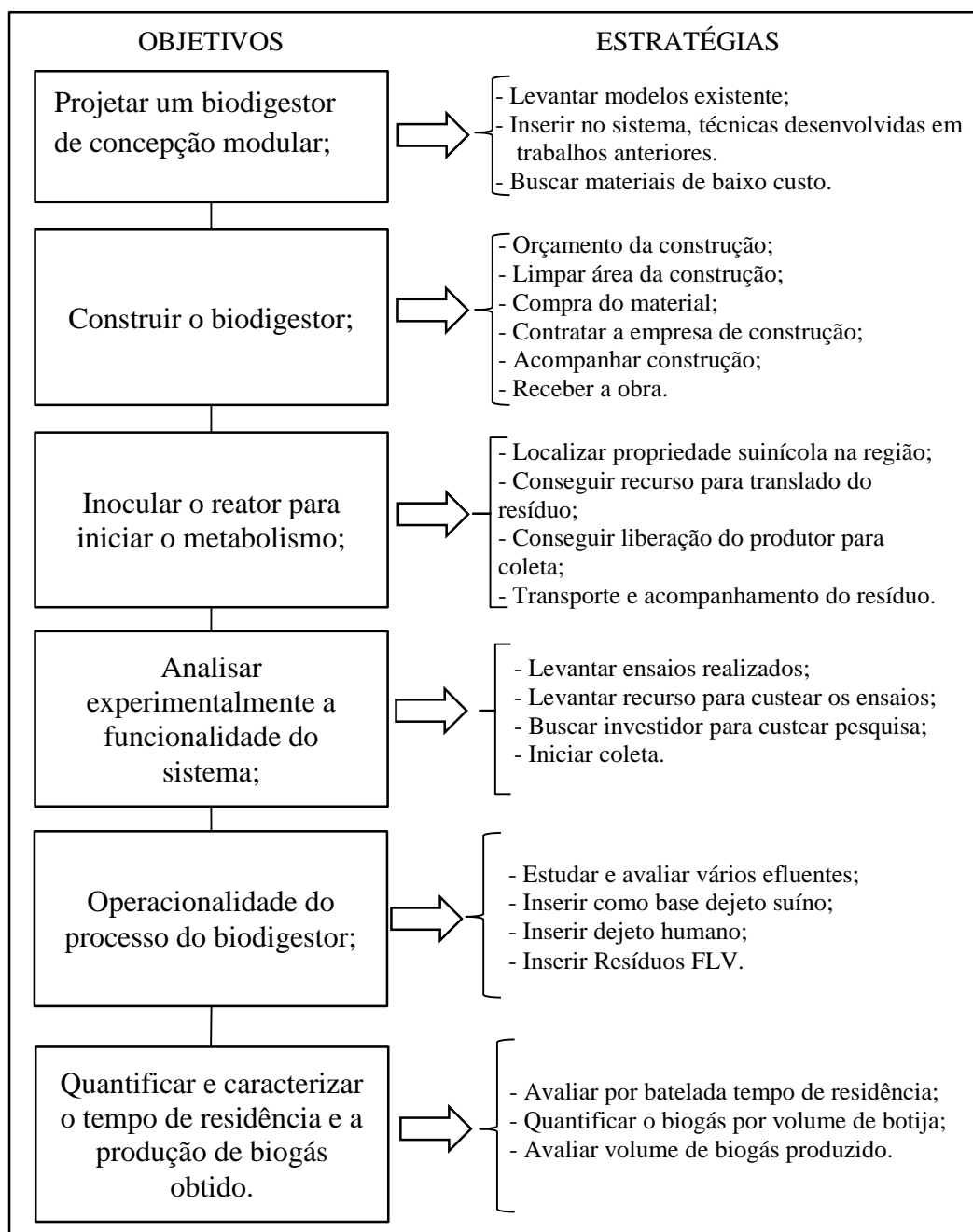


FIGURA 4.1: OBJETIVOS ESPECÍFICOS E ESTRATÉGIAS DO PROJETO.

4.1 PROJETO DO BIODIGESTOR DE CONCEPÇÃO MODULAR

Com base no estudo de Balmant (2009) optou-se pela construção do modelo de biodigestor com a utilização de concreto e PVC como materiais construtivos principais. Algumas possibilidades de materiais e formatos de biodigestores foram avaliadas com base em premissas estabelecidas para o projeto do modelo de biodigestor proposto no presente trabalho, tais como volume, modularidade, baixo custo e baixo tempo de detenção hidráulica, partindo do estudo de diferentes modelos já existentes.

Desta forma, o sistema foi então dimensionado utilizando os seguintes dados:

- Volume de efluente aproximadamente do NPDEAS 3m³ por dia, com DQO em torno de 20 kg/m³ sendo este material uma mistura entre dejetos humanos, biomassa de microalgas e efluente da produção de biodiesel (glicerol). Um reator anaeróbio de alta taxa pode ser dimensionado com carga orgânica volumétrica de até 10 kgDQO/m³.dia. Assim o volume total do sistema pode ser calculado:

$$VBIO = \frac{QBIO \times DQO}{COV} \quad (4.1)$$

VBIO: Volume do biodigestor, m³

QBIO: Vazão do biodigestor, m³/dia

DQO: Demanda química de oxigênio, mg/L

COV: Carga orgânica volumétrica, kgDQO/m³

$$VBIO = \frac{3 \times 20}{10} = 6 \text{ m}^3$$

Depois do volume estimado do reator foi dimensionado a taxa de carregamento orgânica (TCO) demonstrado com a seguinte equação:

$$TCO = \frac{DQO \times QBIO}{VBIO} \quad (4.2)$$

TCO: Taxa de carregamento orgânico, kgDQO/m³efluente.dia

Tendo se então o seguinte TCO:

$$\text{TCO} = \frac{20 \times 3}{6} = 10 \text{kg}_{\text{DQO}} / \text{m}^3 \text{efluente.dia}$$

Com a vazão do biodigestor e o volume é possível calcular o tempo de retenção hidráulica (TRH) através da seguinte equação:

$$\text{TRH} = \frac{\text{VBIO}}{\text{QBIO}} \quad (4.3)$$

Assim:

$$\text{TRH} = \frac{6}{3} = 2 \text{ dias}$$

Também foram calculados:

- Velocidade ascendente de fluxo (v):

$$v = \frac{H}{\text{TDH}} \quad (4.4)$$

v: velocidade ascendente de fluxo, m.h⁻¹

H: altura do reator, m

Obtém-se o valor de velocidade de fluxo ascendente de 1,5 m.h⁻¹.

- Carga hidráulica volumétrica:

$$\text{CHV} = \frac{\text{QBIO}}{\text{VBIO}} \quad (4.5)$$

CHV: carga hidráulica volumétrica, m³.m³.dia⁻¹ (adota-se máxima 5 m³.m³.dia⁻¹).

Obtém-se o valor de $0,5 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^3 \cdot \text{dia}^{-1}$

- Carga biológica:

$$CB = \frac{QBIO \times S_0}{M} \quad (4.6)$$

CB: carga Biológica, $\text{kg}_{\text{DQO}}/\text{kg}_{\text{STV}}$

M: kg_{STV} presente no lodo do reator, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$ (valor dado a partir de ensaios $6,85 \text{ g/L}$)

S_0 : carga orgânica inicial, $\text{kg}_{\text{DQO}} \cdot \text{m}^{-3}$

Obtém-se o valor de $8,76 \text{ kg}_{\text{DQO}}/\text{kg}_{\text{STV}}$

- Determinação da carga orgânica:

$$CO = QBIO \times DQO \quad (4.7)$$

CO: carga orgânica, $\text{kg}_{\text{DQO}} \cdot \text{dia}^{-1}$

Obtém-se o valor de $60 \text{ kg}_{\text{DQO}} \cdot \text{dia}^{-1}$

- Determinação da produção de biogás (PB) pela biodigestão anaeróbia do NPDEAS:

$$PB = CO \times \eta \times F \quad (4.8)$$

CO: carga orgânica, $\text{kg}_{\text{DQO}} \cdot \text{dia}^{-1}$

η : eficiência de remoção de DQO do processo (65%)

F: fator de conversão de biogás por DQO removido ($0,45 \text{ Nm}^3 \cdot \text{kg}^{-1}$ de DQO removida)

Obtém-se o valor de 17,55 m³ de biogás dia

- Determinação da quantidade de energia do biogás do NPDEAS:

$$GEB = PB \times PCIB \quad (4.9)$$

Onde:

GEB: quantidade de energia contida no biogás, kcal.dia⁻¹

PCIB: poder calorífico inferior do biogás (5.100 kcal.Nm⁻³)

Obtendo-se o valor de 89.505 kcal.dia⁻¹, com uma variação de $\pm 5\%$.

Com base nessas informações foi selecionado um modelo de caixa d'água 1000 litros que se encaixe nas manilhas sendo utilizada como *head space* e manilhas que serão utilizadas como estrutura do reator que cumprisse tais exigências de especificações de projeto, relacionadas principalmente ao volume do biodigestor.

Considerando-se as características do efluente a ser tratado, e o modelo de biodigestor mais adequado para a utilização na UFPR-NPDEAS, definiu-se que o sistema mais apropriado seria o com uma concepção de DAFA (Digestor Anaeróbio de Fluxo Ascendente) ou UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*) de batelada que é uma integração dos modelos Indiano e Chinês, de forma que apresentam uma zona de sedimentação e um separador de fase sólido-gás. Sistemas com essa configuração têm a finalidade de delimitar as áreas internas da zona de digestão, tendo na área inferior do sistema uma zona de manta de lodo.

Com base nos materiais construtivos a serem utilizados no modelo de biodigestor sugerido, tais como a utilização de tubos modulares de concreto (manilhas) na base e corpo do modelo, e a utilização de caixa d'água em PVC com volume de 1000 L, foram levantadas as informações referentes ao dimensionamento do sistema. Definiu-se também as especificações técnicas sobre a construção dos tubos modulares de concreto, haja vista que os mesmos deveriam ser projetados de forma alinhada com as medidas de modelos de caixas d'água disponíveis atualmente no mercado.

Com o intuito de melhor adequação a diferentes tipos de substratos e de solucionar problemas de manejo e operação, tais como entupimento das vias de entrada, corrosão e vedação inadequada, foram surgindo variações de reatores a partir dos modelos tradicionais

Indiano e Chinês e que utilizam lona, (etc.), que por dificuldades de manejo acabaram criando resistências e preconceitos à sua adoção. Dentre as dificuldades destacam-se: entupimento das vias de entrada; corrosão e vedação inadequada.

O projeto do modelo sugerido de biodigestor foi realizado no *software Google SketchUp*, o qual corresponde a uma ferramenta do sistema operacional *Windows* para modelagem em três dimensões. Este *software* permitiu projetar em ambiente virtual, utilizando ferramenta *freeware*.

A Figura 4.2 ilustra a base (parte inferior) do modelo de biodigestor projetado e sua componentes descritos na Tabela 4.2, de forma que representa um tubo modular de concreto (manilhas), com fundo na base, e sistema de encaixe e acoplamento (Figura 4.3) da parte superior (Figura 4.4) à parte inferior.

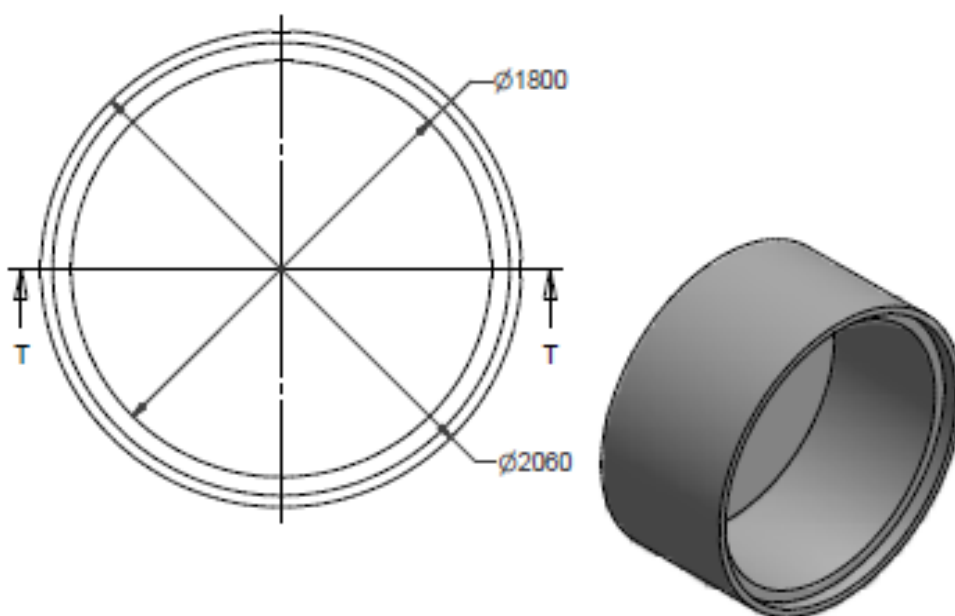


FIGURA 4.2: DESENHO DO TUBO DE CONCRETO DO FUNDO DO BIODIGESTOR PROJETADO.

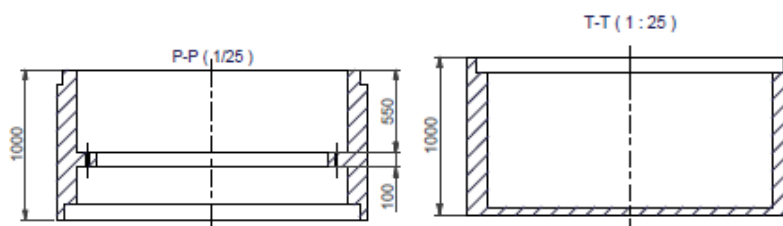


FIGURA 4.3: SISTEMA DE ENCAIXE DOS TUBOS MODULARES DE CONCRETO.

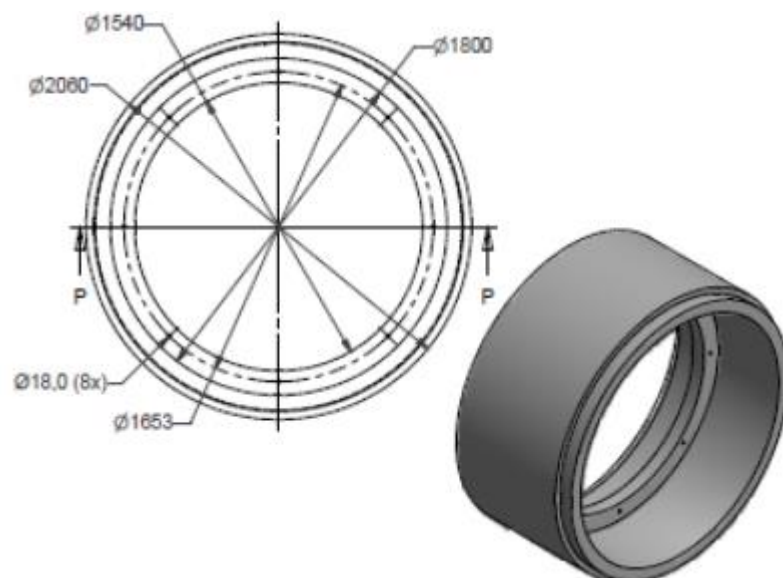


FIGURA 4.4: TUBO DE CONCRETO DA PARTE SUPERIOR COM SISTEMA DE FIXAÇÃO DO DEFLETOR.

A Figura 4.4 ilustra a parte superior do biodigestor, também seguindo o formato cilíndrico, com detalhe que possui um anteparo para a fixação de um defletor (Figura 4.5) previsto no interior do modelo proposto. O defletor apresentado na Figura 4.6 foi projetado considerando-se a utilização de uma tampa de uma caixa d'água em PVC.

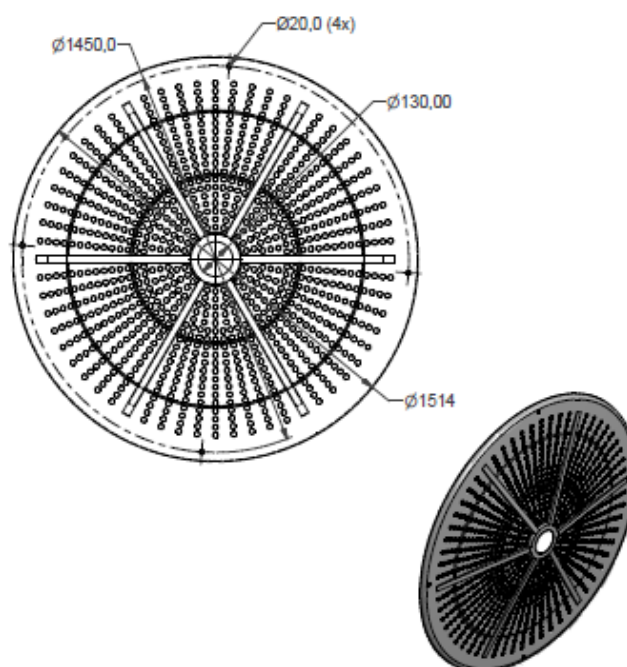


FIGURA 4.5: ILUSTRAÇÃO DO SISTEMA DE DEFLETOR QUE UTILIZA UMA TAMPA DE CAIXA D'ÁGUA.

A Figura 4.6 ilustra o modelo de caixa d'água utilizada como reservatório do biogás (*head space*) gerado no interior do modelo de biodigestor proposto no projeto. A caixa d'água

foi fixada ao tubo modular de concreto superior, de forma a compor a parte superior do biodigestor, a qual coletará e armazenará a maior porção de biogás gerado no funcionamento do modelo.

A Figura 4.7 apresenta a ilustração da montagem completa do modelo de biodigestor projetado, na qual se pode notar que a estrutura do modelo é dividida em 4 (quatro) partes principais, sendo 3 (três) módulos encaixáveis em concreto (tipo manilha), e o reservatório de coleta e armazenamento de biogás que utiliza a caixa d'água na posição invertida, na parte superior, formando, para tanto, um sistema hermético, ou seja livre de contato com o ar atmosférico.

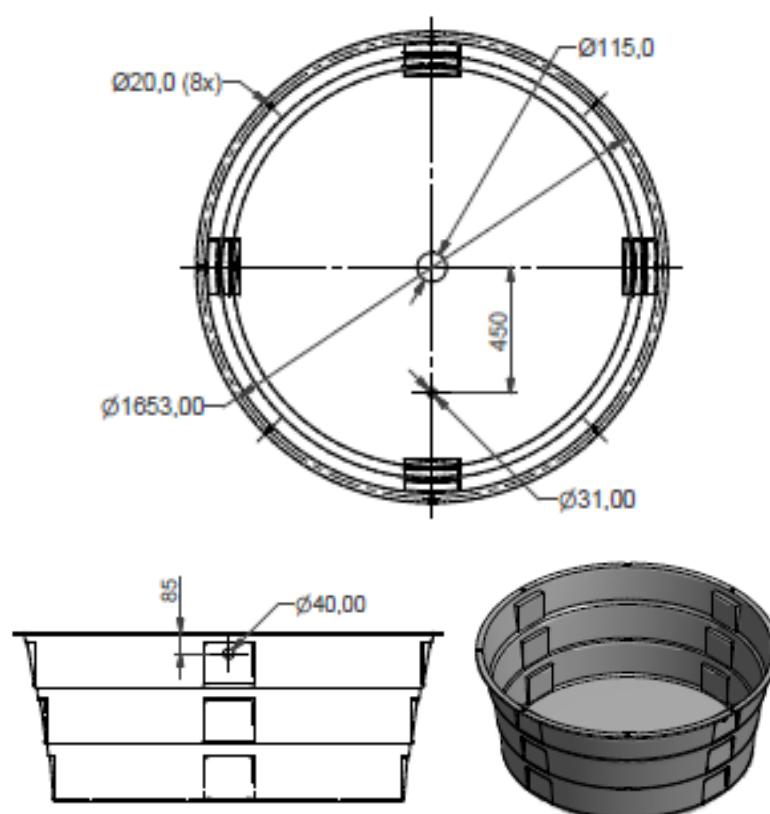


FIGURA 4.6: ILUSTRAÇÃO DO MODELO DE CAIXA D'ÁGUA UTILIZADA COMO RESERVATÓRIO DE BIOGÁS (*HEAD SPACE*).

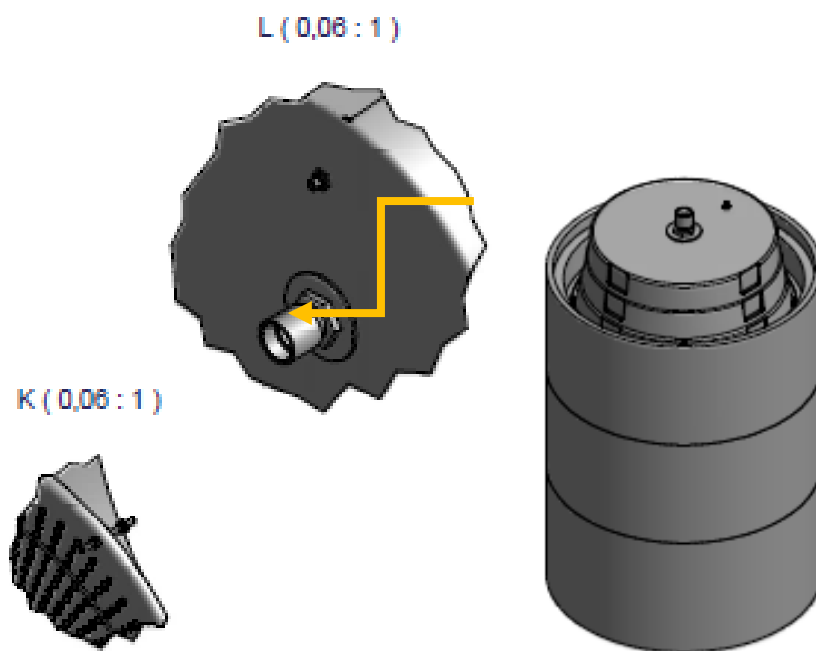


FIGURA 4.7. ILUSTRAÇÃO DO PROJETO COM MONTAGEM DO BIODIGESTOR E TUBULAÇÃO DE SAÍDA E COLETA DO BIOGÁS.

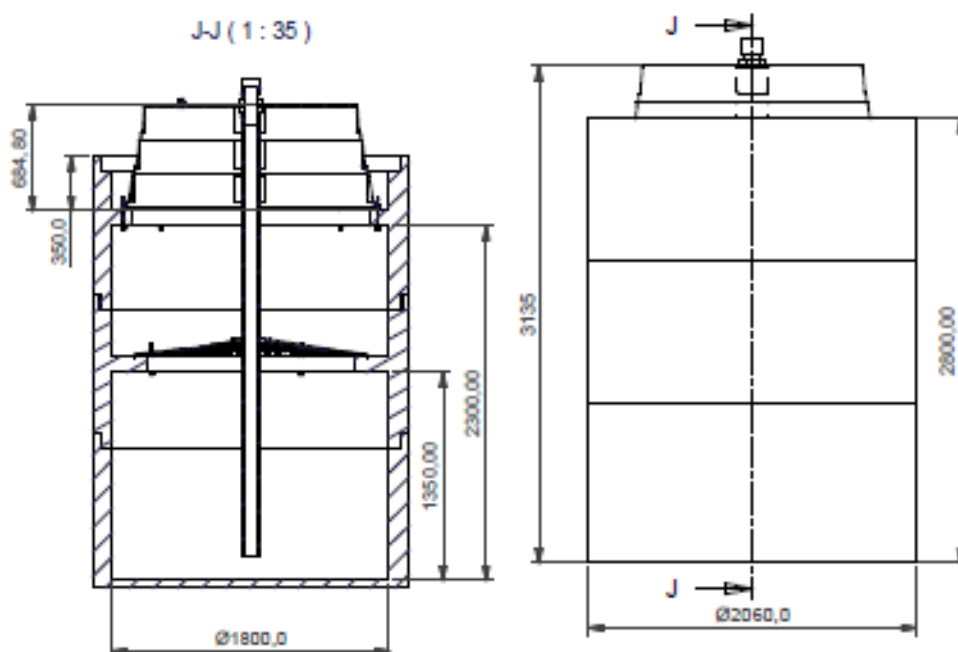


FIGURA 4.8: CORTE LONGITUDINAL DO BIODIGESTOR PROJETADO.

O biodigestor que está representado no projeto da Figura 4.9 – e é compreendido por um compartimento inferior **8**, compartimento médio **10** e compartimento superior **1**. A entrada do efluente se dá através da tubulação vertical centralizada posicionada **9**. O compartimento inferior **8**, recebe o efluente, e se comunica com o compartimento médio **10** por meio do defletor **3** estes são fixos nas paredes utilizando barras de rosca sem fim 5/16. Este compartimento médio **10** é destinado a receber o lodo estabilizado e armazenar na sua

porção superior o biogás produzido. O fluxo do lodo estabilizado sai do compartimento médio **10** para o superior **1** por meio de um orifício localizado na caixa de passagem **2** e entrando no compartimento superior através do orifício. No compartimento superior **1** forma-se um selo d'água que impede a saída do gás pelo orifício **2**. O efluente sai do biodigestor através do orifício de escape localizado no compartimento superior **1**.

O regime de funcionamento é contínuo ou batelada neste caso do NPDEAS e em batelada com fluxo ascendente, ou seja, o efluente entra através da tubulação de entrada **9** (que pode ser tanto em PVC, conectado ao biodigestor por meio de uma flange que conduz para o compartimento inferior **8** e segue para os compartimentos situados acima).

No compartimento inferior **8** forma-se uma manta de lodo que tem a função de retenção de sólidos, fazendo com que haja um Tempo de Retenção Hidráulica (TRH) menor que o Tempo de Retenção de Sólidos (TRS). Como consequência somente a massa sólida (que é a parte a ser digerida) permanece o tempo necessário no interior do biodigestor e isto o torna mais compacto que os tradicionais. O Lodo estabilizado formado no compartimento inferior **8** flui para o compartimento médio **6**, através de um orifício, situado no centro da parede de concreto. Esta parede pode ter formato cônico ou plano no caso do NPDEAS foi escolhido plano pela facilidade de construção.

O biogás gerado tanto no compartimento inferior **8** como no compartimento médio **6** é armazenado temporariamente na porção superior do compartimento médio **6**. A parede divisória **4**, entre o compartimento superior **1** e o médio **6**, deve ter formato cônico e no seu ápice ter instalada uma tubulação para saída do biogás **11**. Esta tubulação pode ser soldada ou flangeada e feita em PVC.

O efluente que sai do compartimento médio **6** vai para o compartimento superior **1**. O Compartimento superior **1** deve ter volume igual ou superior ao volume destinado ao armazenamento temporário do biogás na porção superior do compartimento médio **6**. Este compartimento tem a função de selo hidráulico. A saída do efluente do biodigestor se dá por tubulação a ser convenientemente ajustada em função da disposição do mesmo em relação aos demais componentes do sistema de tratamento.

Na Figura 4.9 é possível também visualizar os detalhes da inserção de uma tubulação para a canalização do biogás, instalada na parte superior central do reservatório de biogás. O biogás gerado é armazenado na parte superior do biodigestor, o qual utiliza um *head space* de caixa d'água na posição invertida, conforme ilustrado na Figura 4.7. O efluente de saída do biodigestor é o biofertilizante, o qual flui pela parte superior do biodigestor, o que forma o selo hidráulico.

O biodigestor recebeu um sistema que auxilia e permite a biofixação dos microrganismos, por meio da formação de um biofilme na superfície de pequenos cilindros de PVC, dispostos de forma aleatória na parte inferior do biodigestor, na câmara de biodigestão.

TABELA 4.1: DESCRIÇÃO DOS COMPONENTES DO PROJETO DO BIODIGESTOR.

Item	Peças
1	Compartimento Superior
2	Saída do efluente do biodigestor
3	Defletor
4	Sistema de fixação do defletor
5	Furação de passagem do metabólito no defletor
6	Furação da barra de rosca sem fim
7	Passagem da tubulação de entrada do efluente
8	Compartimento do fundo
9	Tubulação de entrada
10	Compartimento médio
11	Saída do Biogás

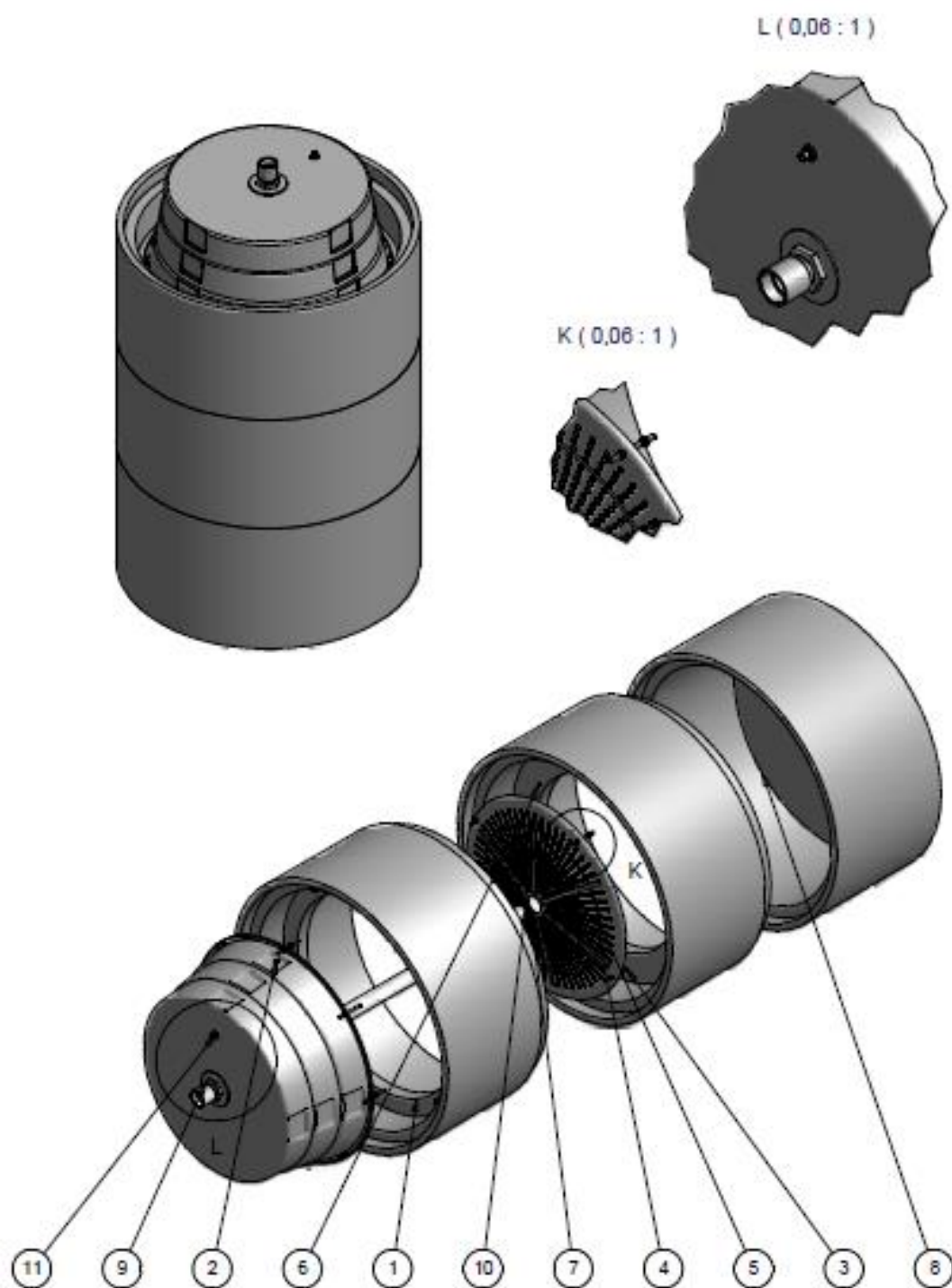


FIGURA 4.9: VISTA EXPLODIDA DO BIODIGESTOR PROPOSTO.

4.2 CONSTRUÇÃO DE BIODIGESTOR MODULAR

O biodigestor foi instalado abaixo do nível do solo (enterrado) Figura 4.10 sobre uma base de concreto, de forma que a tampa coletora de biogás permaneça ao nível do solo. Conforme apresentado nas Figuras 4.8 e 4.9 nota-se que o modelo de biodigestor desenvolvido

tem a forma cilíndrica e foi construído com tubos de concreto, com um revestimento anticorrosivo interno, utilizando para tanto, o processo de isolamento conhecido como cristalização e impermeabilização.



FIGURA 4.10: PREPARAÇÃO DO SOLO PARA INSERÇÃO DO BIODIGESTOR.

O processo de construção iniciou com a limpeza da área a ser construída na lateral do NPDEAS/UFPR. Foram feitas a limpeza dos entulhos, retirada da calças e a poda das árvores que estavam na área a ser usada. A escavação da área foi manual medindo aproximadamente 3,5 metros de profundidade por 2,10 metros de diâmetro. Foi inserido no fundo da área escavada um berço de areia com altura em torno de 20 cm para estabilizar o reator que seria instalado. Terminadas a escavação e o berço, foram inseridos as manilhas que compõem o reator com auxílio de um caminhão muque, sendo a primeira a de fundo fechado com as outras sucessivamente por cima de acordo com a Figura 4.11. Logo após a instalação das três manilhas, foi utilizado um processo de vedação do sistema rejuntando o espaço entre as manilhas.



FIGURA 4.11: ORIFÍCIO NO TUBO DE CONCRETO DA PARTE CENTRAL E SUPERIOR DO BIODIGESTOR COM ANTEPARO PARA A FIXAÇÃO DA CHAPA DEFLETORA.

Foram utilizados dois processos para a impermeabilização do interior do reator. O primeiro foi um processo de cristalização, também denominado “tratamento químico do concreto”, consistindo de aplicar na superfície da estrutura impermeabilizante, com o objetivo de migrar pelos capilares levando géis dentro dos poros da manilha. Esses géis reagem com a água e com os componentes presentes no cimento da estrutura. Após a cristalização foram inseridas duas camadas impermeabilizantes utilizando Sicaflex ®. Foram esperadas em torno de 48 horas para iniciar o teste hidrostático para avaliar as possíveis áreas de vazamento do sistema.

Tubos de PVC transparente num volume total de 1 m³ foram cortados e inseridos no fundo do reator para aumentar a área superficial de fixação de organismos no seu interior. Em seguida o defletor de acordo com Figura 4.12, foi colocado e fixado com barra de rosca sem fim e recebeu a tubulação que dá acesso do resíduo a parte inferior do biodigestor. A parte superior da tubulação ficou presa à flange do *head space* enquanto a parte inferior estava colocada no defletor quando ambas foram encaixadas fixando o *head space* em uma barra

rosqueável que já havia sido projetada para recebê-lo. As laterais do *head space* foram furadas antes da instalação para que o efluente metabolizado passe por estes furos e crie um isolamento denominado selo hidráulico.



FIGURA 4.12: CHAPA DEFLETORA CONSTRUÍDA COM TAMPA DA CAIXA D'ÁGUA.

Após o término desta etapa da construção, o reator recebeu água para avaliar o sistema e realizar o teste hidráulico, detectando microfissuras na área do selo hidráulico onde foram feitos reparos. Estes consertos nas microfissuras foram realizados cristalizando-se a área do selo hidráulico que não havia sido cristalizada. Foi instalada na parte superior do selo hidráulico a tubulação que destina o efluente à rede coletora de esgoto. Na lateral do reator foi construído uma plataforma em alvenaria com dimensões de 2 metros de largura por 2 metros de comprimento sobre o qual foi colocado o tanque de equalização. Este tanque recebeu na sua lateral inferior uma flange que direciona o efluente ali depositado para a entrada do efluente no biodigestor de acordo com Figura 4.13. Por fim foi instalada a tubulação entre o biodigestor e o tanque de equalização.

Na caixa onde é recebido o efluente gerado pelo grupo do NPDEAS, foi instalado uma bomba para recalque do efluente, levando-o para o tanque de estabilização e disponibilizando de forma contínua substrato para alimentação do reator. Na parte superior do *head space* foi inserido uma flange de $\frac{3}{4}$ para utilização do biogás ali acondicionado, que foi direcionado para um filtro de lã de metal (Bombril ®) para purificação parcial do ácido sulfídrico, um balão de polietileno de alta densidade (PEAD) de 1 m³, e um compressor.



FIGURA 4.13: CONSTRUÇÃO DO *HEAD SPACE* COM RESERVATÓRIO DE PVC (CAIXA D'ÁGUA).

4.3 INOCULAÇÃO DO REATOR PARA INICIAR O METABOLISMO

O material utilizado para inoculação do reator teve origem em uma suinocultura da região rural de Araucária – PR. Um caminhão-tanque do tipo limpa fossa com oito metros cúbicos foi utilizado para transportar o resíduo, sendo abastecido em sua carga máxima. O material foi inoculado via gravidade completando o biodigestor na carga máxima, e o excedente do material ficou dentro da caixa do reservatório de estabilização, devido ao reator ser UASB que necessita ser alimentado no modo de fluxo ascendente, observando a temperatura e mantendo estável para a formação do leito do lodo e a formação de colônias de bactérias que se fixaram nos grânulos formados no sistema.

Para avaliar o tempo de partida de acordo Chernicharo (1997), a carga orgânica específica é o parâmetro que caracteriza a carga orgânica aplicada ao sistema em relação à quantidade de biomassa presente no reator. Para a partida do UASB a carga orgânica específica foi de 0,05 kg DQO/kg SV.dia, ficando assim na faixa de 0,05 a 0,5 podendo ser aumentada gradativamente, em função da eficiência do processo.

Deixando após a inoculação duas semanas o reator sem o recebimento de carga para aumentar e estabilizar a formação de colônias de microrganismos suficiente para iniciar o processo de produção de biogás.

A entrada do efluente se deu por uma tubulação vertical Figura 4.13 e 4.14 que sai do tanque de equalização Figura 4.15, entra pela parte superior da tampa coletora de biogás,

atravessa todas as câmaras e tem a saída no centro da câmara inferior, de modo que os resíduos direcionados ao biodigestor tenham um fluxo ascendente, o que com a estabilização do biodigestor cria uma manta de lodo no interior das câmaras. Essa manta é forçada a permanecer na parte inferior do biodigestor por meio da utilização de uma chapa defletora Figura 4.12 construída em material inerte e perfurada em toda a sua extensão, de modo que parte do efluente atravesse a chapa defletora e a parte mais densa fique então retida formando a manta de lodo. A chapa defletora é apoiada no anteparo de sustentação Figura 4.11 na parte central do corpo do biodigestor.



FIGURA 4.14: TUBULAÇÃO DE ENTRADA DO EFLUENTE NO BIODIGESTOR.



FIGURA 4.15: RESERVATÓRIO DE EQUALIZAÇÃO DO EFLUENTE A SER DIRECIONADO AO BIODIGESTOR.

4.4 ANÁLISE EXPERIMENTAL DA FUNCIONALIDADE DO SISTEMA

A avaliação experimental da funcionalidade do modelo de biodigestor proposto envolveu o monitoramento do substrato e efluentes/resíduos gerados na digestão anaeróbia e a quantificação da produção de biogás, bem como na determinação de sua composição. Para a análise do substrato e efluente/resíduo, um conjunto de parâmetros físicos e químicos foi examinado em amostras coletadas no sistema.

4.4.1 Coleta de amostras

Para avaliar o funcionamento do biodigestor, foram coletadas amostras do substrato que foi inserido no reator para posterior análise físico-química. Para tanto, as amostras foram coletadas nos seguintes pontos de coleta: entrada do biodigestor, interior do biodigestor, e saída do biodigestor de acordo com Figuras 4.16 e 4.17. A etapa de coleta de amostras foi realizada entre 28 de Janeiro a 18 de Fevereiro de 2013, com frequência diária de intervalo entre as mesmas. As coletas, assim como a preservação das amostras de substratos foram realizadas de acordo com procedimentos estabelecidos pelo AOAC, (2005).

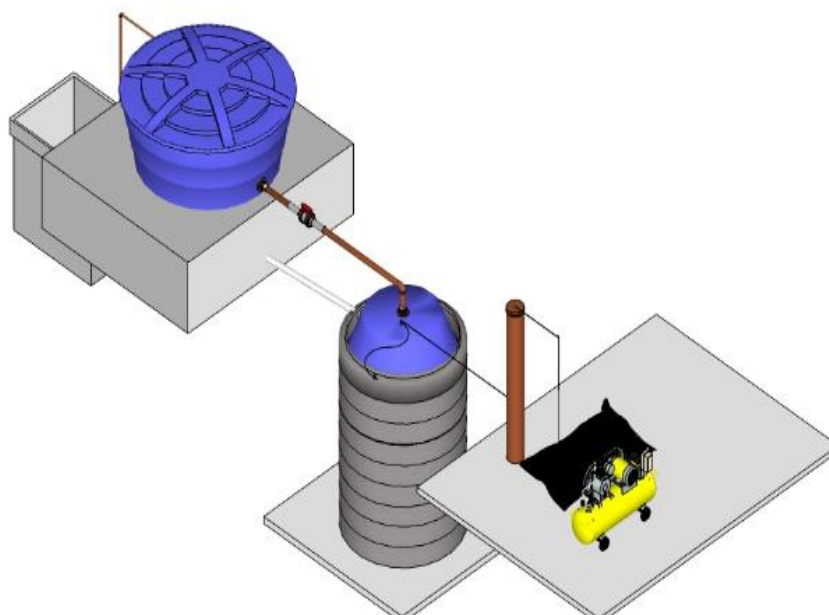


FIGURA 4.16: ESQUEMA DO SISTEMA DE BIODIGESTÃO (A).

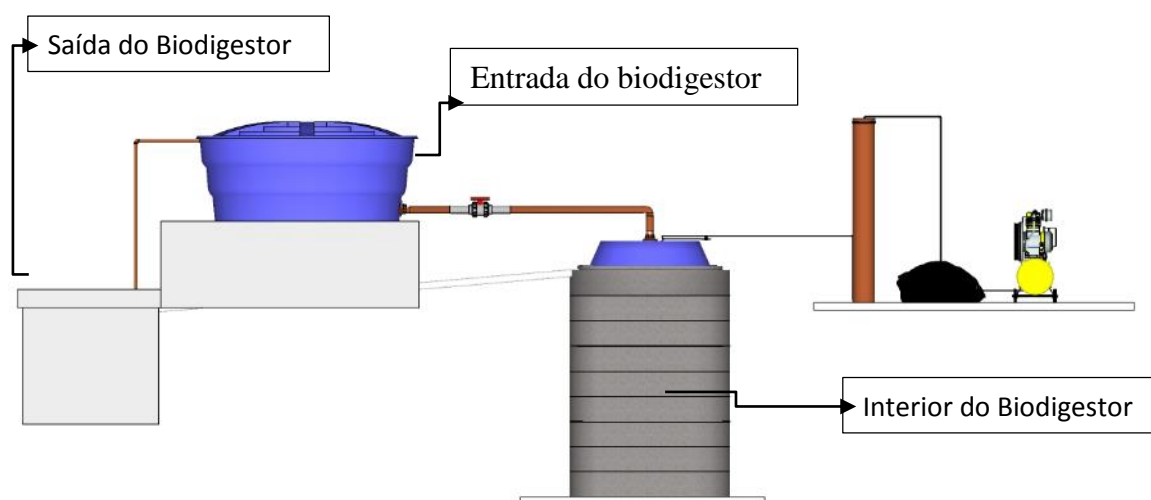


FIGURA 4.17: ESQUEMA DO SISTEMA DE BIODIGESTÃO (B).

4.4.2. Ensaios físico-químicos

Baseado no CONAMA 357 e de acordo Chernicharo, (1997) foram efetuados os seguintes ensaios físicos e químicos nas amostras coletadas no sistema para avaliar sua eficiência conforme descrito no item 4.4.1:

- Determinação da Demanda Química de Oxigênio (DQO) - método colorimétrico em refluxo fechado;
- Determinação da Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO) - método respirométrico;
- Determinação potenciométrica do pH;
- Determinação de sólidos em águas e efluentes;
- Determinação de proteínas totais e nitrogênio total;
- Determinação de Fósforo total;
- Determinação de Carbono orgânico, e
- Caracterização do biogás bruto.

Os métodos analíticos empregados estão descritos a seguir:

Os procedimentos experimentais empregados nos ensaios físicos e químicos estão descritos a seguir:

a) Determinação da demanda química de oxigênio (DQO) pelo método colorimétrico em refluxo fechado

Este método descrito na norma técnica ABNT NBR 10357, utiliza o método do refluxo fechado colorimétrico. O princípio do método consiste na oxidação de matéria orgânica e inorgânica com quantidade conhecida de oxidante forte em meio ácido. Para tanto, nesta reação de oxirredução foi utilizado o dicromato de potássio ($K_2Cr_2O_7$) de modo que o cromo é reduzido do estado de oxidação +6 para a forma de Cr^{3+} . Alguns interferentes nesta técnica são: compostos alifáticos de cadeia reta, nitritos e halogênios. Para eliminar os interferentes adiciona-se sulfato de prata (Ag_2SO_4), agente catalisador para alifáticos e nitritos e sulfato de mercúrio II ($HgSO_4$) como agente complexante de halogênios. O ensaio consiste nas etapas de elaboração de soluções, preparo da curva de calibração, preparo da amostra para digestão, digestão, leitura da absorbância e análise dos resultados.

Foram elaboradas as soluções de dicromato de potássio, através da adição de 12,259 g deste em 1 litro de água destilada, solução de sulfato de prata, através da adição de 5,5 g deste em 1 kg de ácido sulfúrico 1 molar e biftalato de potássio com adição de 850 mg deste em 1 litro de água para obtenção de concentração de DQO de 1000 mg de O_2 por mL. O biftalato de potássio é utilizado porque possui valor de demanda química de oxigênio conhecido de 1,176 mg de DQO por mg de biftalato. Para preparo da curva de calibração a solução de biftalato foi diluída em diversas concentrações diferentes, sendo DQO de 50, 100, 200, 300, 400, 500, 600, 700, 800 e 1000 mg de O_2 por mL. As soluções de biftalato de potássio passaram pelos mesmos procedimentos que as amostras coletadas até a obtenção da leitura de absorbância, quando então serviram para traçar a relação entre DQO e leitura de absorbância.

As amostras foram colocadas em tubos de digestão, de acordo com o descrito na norma. Foram utilizados tubos de cultura de 16mm x 100mm, que receberam 2,5 mL de amostra coletada ou de solução de biftalato, no qual foram adicionados 1,5 mL de dicromato de potássio e 3,5 mL de sulfato de prata. As amostras coletadas foram feitas em triplicata e os

frascos de biftalato em duplicata. Os frascos foram homogeneizados e levados para digestão por 2 horas à 150°C. Após, os frascos foram lavados para retirar eventuais sujeiras neles carbonizadas e efetuadas leituras de absorbância em espectrofotômetro a 600 nm. Para a análise final dos resultados, o valor da leitura no espectrofotômetro dos frascos contendo biftalato de potássio foram linearizados com a concentração de biftalato. A partir desta regressão linear foi possível obter a concentração da DQO nas amostras coletadas e relacioná-las com a linearização e para avaliar a eficiência de remoção foi utilizado a seguinte expressão 4.10.

$$\eta_{\text{DQO}} = \left(\frac{C_{\text{inDQO}} - C_{\text{ouDQO}}}{C_{\text{inDQO}}} \right) 100\% \quad (4.10)$$

Sendo:

C_{inDQO} = Concentração de entrada de DQO (g/L);

C_{ouDQO} = Concentração de saída de DQO (g/L);

η_{DQO} = Eficiência na remoção de DQO (%).

b) Determinação da Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO) - método respirométrico

Segundo APHA (2005) este método fundamenta-se na determinação de DBO através da quantificação do oxigênio consumido por microrganismos na decomposição da matéria orgânica presente em uma amostra. É realizado em um ambiente fechado, sob condição constante de temperatura e agitação. O oxigênio dissolvido no material é consumido pelos microrganismos, e reposto pelo oxigênio do ar que ocupa o espaço acima do material na garrafa. O processo de digestão acarreta a formação de gás carbônico como produto. Este CO₂ gerado, no entanto, é retirado do ar e adsorvido por um reagente alcalino colocado em um compartimento nas borrachas seladoras da garrafa de incubação, causando um decaimento da pressão no interior do ambiente. Esta queda de pressão é medida por um sensor, que fornece o resultado diretamente em mg/L de oxigênio consumido para a oxidação da matéria orgânica, durante todo o período de incubação.

O ensaio de DBO é realizado para medir, de maneira indireta, a quantidade de matéria orgânica presente no efluente. Devido a uma dificuldade de diferenciar as formas de carbono,

o método de DBO é utilizado a partir do conceito de que a degradação de matéria orgânica consome o oxigênio do ambiente, então, calculando-se qual a demanda de oxigênio, a quantidade de matéria orgânica pode ser conhecida. O ensaio de DBO foi realizado somente após a realização dos ensaios de DQO e pH por necessitar de estimativas e valores de correção dados por estes resultados. As etapas envolvidas no ensaio incluíram preparação de soluções de DBO, preparo da solução, armazenamento e leitura final.

De posse da leitura de pH com potenciômetro e de DQO, a DBO foi estimada como metade da DQO e o pH foi corrigido para uma faixa entre 6,5 e 7,5 utilizando hidróxido de sódio mol.L⁻¹ ou ácido sulfúrico mol.L⁻¹. Utilizando-se da estimativa obtida com o valor da DQO uma alíquota da amostra foi diluída e colocada em frasco opaco, para evitar biodegradação em função da luz. Após o preparo da solução, o frasco foi fechado e vedado com um sensor de DBO.

O sensor de DBO segue o princípio de um medidor de pressão, medindo a DBO a partir da variação de pressão em função do CO₂ que é formado pela degradação de matéria orgânica e adsorvido na pastilha contendo KOH 45%. A pastilha de KOH é colocada dentro do compartimento superior do sensor de DBO, permitindo que o ar dentro do frasco de DBO entre em contato com ela e o CO₂ do ar seja adsorvido. A diluição de DBO é calculada de forma que não haja oxigênio dentro do frasco, que é então deixado em ambiente com temperatura controlada de 20°C. O controle de temperatura se justifica em função da influência da temperatura na degradação da matéria orgânica e o tempo de conservação da amostra é estipulado em 5 dias. O valor é dado pelo sensor, e para avaliar a eficiência de remoção foi utilizado a seguinte expressão 4.12.

$$\eta_{\text{DBO}} = \left(\frac{C_{\text{inDBO}} - C_{\text{ouDBO}}}{C_{\text{inDBO}}} \right) 100\% \quad (4.11)$$

Sendo:

C_{inDBO} = Concentração de entrada de DBO(g/L);

C_{ouDBO} = Concentração de saída de DBO (g/L);

η_{DBO} = Eficiência na remoção de DBO (%).

c) Determinação potenciométrica do pH

Segundo APHA (2005), a determinação do pH é feita potenciometricamente utilizando-se um eletrodo sensível à atividade iônica do hidrogênio em solução. Os íons H^+ se difundem significativamente para a membrana do eletrodo, independente da composição da amostra, criando uma diferença de potencial elétrico através da membrana, que varia linearmente em função do pH.

A concentração de íons H^+ em uma solução aquosa é, por isso, é conveniente exprimir a sua concentração em termos de pH, que é o logaritmo decimal da concentração de H^+ . Devido a este fato, o valor do pH diminui quando a concentração de H^+ aumenta. O potenciômetro utilizado realiza medições em voltagens da ordem de miliVolts, medindo amostras *in situ*.

d) Determinação de sólidos em águas e efluentes

Segundo APHA (2005) a determinação de sólidos totais – termo aplicado ao material residual deixado em um recipiente após evaporação da amostra e sua subsequente secagem a uma temperatura definida. Os termos utilizados para medições de sólidos incluem sólidos totais suspensos (porção de sólidos totais retida por filtro), sólidos totais dissolvidos (porção que passa através do filtro), sólidos totais fixos (sólidos não volatilizados após incineração a 550°C), sólidos totais voláteis (sólidos volatilizados a 550°C) e sólidos sedimentáveis (material sedimentável após um período definido de tempo). A determinação de sólidos em águas e efluentes abrange um total de 10 variáveis medidas em conjunto devido a semelhança e a complementariedade destas análises. Estas análises compreendiam os valores de:

- Sólidos Suspensos Secos;
- Sólidos Dissolvidos Secos;
- Sólidos Totais Secos;
- Sólidos Suspensos Fixos;
- Sólidos Dissolvidos Fixos;
- Sólidos Totais Fixos;
- Sólidos Suspensos Voláteis;
- Sólidos Dissolvidos Voláteis;

- Sólidos Totais Voláteis;
- Sólidos Sedimentáveis.

Os procedimentos para a determinação das frações sólidas são em sua maioria similares. Amostras filtradas, não filtradas ou retidas no filtro são pesadas depois de aquecidas a 103°C ou a 550°C, ou depois de volatizadas entre 103°C e 550°C. É possível simplificar as análises realizando apenas quatro delas e assim evitando as determinações mais difíceis, tais como a quantificação do material volatizado ou do sólido retido no filtro. Para o material volatizado é possível utilizar o cálculo da diferença entre os valores do peso seco e do peso fixo. O mesmo pode ser aplicado ao sólido retido no filtro, medindo a diferença entre os valores da fração de sólidos totais e da fração de sólidos dissolvidos (APHA, 2005).

Uma simplificação dos termos e da obtenção dos mesmos pode ser visualizada na Tabela 4.2.

TABELA 4.2: SÉRIE DE SÓLIDOS.

Frações de sólidos, segundo suas definições.	Fração de sólidos fixos na fase sólida após incineração à 550°C	Fração de sólidos volatizados entre as temperaturas de 103°C à 550°C	Fração de sólidos pesados na total secagem d'água a 103°C
Fração de sólidos que permanece dissolvida no líquido após processo de filtração	Sólidos Dissolvidos Fixos (SDF) Peso medido	Sólidos Dissolvidos Voláteis (SDV) Peso calculado	Sólidos Dissolvidos Secos (SDS) Peso medido
Fração de sólidos em suspensão separados do líquido e retidos no filtro após filtração	Sólidos Suspensos Fixos (SSF) Peso medido	Sólidos Suspensos Voláteis (SSV) Peso calculado	Sólidos Suspensos Secos (SSS) Peso medido
Fração total de sólidos pesada sem sofrer separações por processos de filtração	Sólidos Totais Fixos (STF) Peso medido	Sólidos Totais Voláteis (STV) Peso calculado	Sólidos Totais Secos (STS) Peso medido

Foi realizado um total de seis análises por amostra, sempre que necessário medir diretamente a massa do material suspenso, e adotar o cálculo da diferença entre a massa fixa e o massa seca para obter o peso do material volatizado. Isso se deve ao fato que a medição do peso do material volatizado requer considerável aparato e controle que se traduzem em

custos e que o resultado pode ser substituído sem perda de qualidade pelo valor obtido a partir do cálculo.

Sólidos totais, secos a 103°C, fixos e voláteis a 550°C

Para realizar o ensaio de sólidos totais secos, fixos e voláteis o procedimento seguiu duas etapas. Para a primeira etapa, cadinhos foram colocados em mufla a 550°C para eliminar as impurezas, e então foram deixados para resfriar em dessecadores para não ganhar umidade e pesados para serem tarados. Após isto 50 mL de amostra homogeneizada foram coletados e colocados no cadinho previamente pesado, o qual foi seco por uma hora em estufa a 103°C, resfriado em dessecador, novamente pesado e colocado para secagem na estufa, sendo o processo repetido até alcançar peso constante. Na segunda etapa o cadinho foi colocado em forno mufla a 550°C por uma hora, resfriado em dessecador, pesado e novamente colocado na mufla até peso constante, tal como o procedimento da primeira etapa, na estufa (APHA, 2005).

Os sólidos medidos após o período na estufa referem-se aos sólidos secos; os remanescentes após a incineração representam os sólidos totais fixos, enquanto que o valor de sólidos voláteis corresponde ao dado pela perda durante a incineração. Para a determinação de sólidos totais secos, fixos e voláteis presentes na amostra empregou-se metodologia em que P_1 é a massa da cápsula tarada, P_2 é a massa da cápsula com o resíduo seco e P_3 é a massa da cápsula com o resíduo calcinado, todos os valores expressos em gramas. Para avaliar as eficiências de remoção foram utilizadas as seguintes equações:

$$\eta_{STS} = \left(\frac{C_{inSTS} - C_{ouSTS}}{C_{inSTS}} \right) 100\% \quad (4.12)$$

Sendo:

C_{inSTS} = Concentração de entrada de STS (g/L);

C_{ouSTS} = Concentração de saída de STS (g/L);

η_{STS} = Eficiência na remoção de STS (%).

$$\eta_{STF} = \left(\frac{C_{inSTF} - C_{ouSTF}}{C_{inSTF}} \right) 100\% \quad (4.13)$$

Sendo:

C_{inSTF} = Concentração de entrada de sólidos totais fixos (g/L);

C_{ouSTF} = Concentração de saída de sólidos totais fixos (g/L);

η_{STF} = Eficiência na remoção de sólidos totais fixos (%).

$$\eta_{STV} = \left(\frac{C_{inSTV} - C_{ouSTV}}{C_{inSTV}} \right) 100\% \quad (4.14)$$

Sendo:

C_{inSTV} = Concentração de entrada de sólidos totais voláteis (g/L);

C_{ouSTV} = Concentração de saída de sólidos totais voláteis (g/L);

η_{STV} = Eficiência na remoção de sólidos totais voláteis (%).

$$\text{Sólidos Totais Secos a } 103^{\circ}\text{C (mg/L)} = \frac{(P_2 - P_1) \times 1000 \times 1000}{\text{Volume da amostra (mL)}} \quad (4.15)$$

$$\text{Sólidos Totais Fixos a } 550^{\circ}\text{C (mg/L)} = \frac{(P_3 - P_1) \times 1000 \times 1000}{\text{Volume da amostra (mL)}} \quad (4.16)$$

$$\text{Sólidos Totais Voláteis a } 550^{\circ}\text{C (mg/L)} = \frac{(P_2 - P_3) \times 1000 \times 1000}{\text{Volume da amostra (mL)}} \quad (4.17)$$

Sendo:

P_1 : massa da cápsula tarada, g

P_2 : massa da cápsula com o resíduo seco, g

P_3 : massa da cápsula com o resíduo calcinado, g

Sólidos dissolvidos, secos a 103°C, fixos e voláteis a 550°C

Para realizar o ensaio de sólidos dissolvidos secos, fixos e voláteis, o mesmo procedimento do ensaio anterior foi seguido, com a adição de uma etapa de filtração. Após a homogeneização de uma amostra de 50 mL, o material foi filtrado em filtro com porosidade menor ou igual a 2 μm , e o líquido resultante do filtrado foi amostrado, seguindo o mesmo procedimento da determinação anterior (APHA, 2005). Para realizar a filtragem foi utilizado

um cadinho de Gooch, e o sólido retido no filtro foi guardado para o ensaio posterior. Para a determinação de sólidos dissolvidos secos, fixos e voláteis, empregaram-se equações similares ao do ensaio anterior, nas quais P_1 é a massa da cápsula tarada, P_2 é a massa da cápsula com o resíduo seco e P_3 é a massa da cápsula com o resíduo calcinado, em gramas e para avaliar as eficiências de remoção foram utilizadas as seguintes equações:

$$\eta_{\text{SDS}} = \left(\frac{C_{\text{inSDS}} - C_{\text{ouSDS}}}{C_{\text{inSDS}}} \right) 100\% \quad (4.18)$$

Sendo:

C_{inSDS} = Concentração de entrada de sólidos dissolvidos secos (g/L);

C_{ouSDS} = Concentração de saída de sólidos dissolvidos secos (g/L);

η_{SDS} = Eficiência na remoção de sólidos dissolvidos secos (%).

$$\eta_{\text{SDF}} = \left(\frac{C_{\text{inSDF}} - C_{\text{ouSDF}}}{C_{\text{inSDF}}} \right) 100\% \quad (4.19)$$

Sendo:

C_{inSDF} = Concentração de entrada de sólidos dissolvidos fixos (g/L);

C_{ouSDF} = Concentração de saída de sólidos dissolvidos fixos (g/L);

η_{SDF} = Eficiência na remoção de sólidos dissolvidos fixos (%).

$$\eta_{\text{SDV}} = \left(\frac{C_{\text{inSDV}} - C_{\text{ouSDV}}}{C_{\text{inSDV}}} \right) 100\% \quad (4.20)$$

Sendo:

C_{inSDV} = Concentração de entrada de sólidos dissolvidos voláteis (g/L);

C_{ouSDV} = Concentração de saída de sólidos dissolvidos voláteis (g/L);

η_{SDV} = Eficiência na remoção de sólidos dissolvidos voláteis (%).

$$\text{Sólidos Dissolvidos Secos a } 550^\circ\text{C (mg/L)} = \frac{(P_2 - P_1) \times 1000 \times 1000}{\text{Volume da amostra (mL)}} \quad (4.21)$$

$$\text{Sólidos Dissolvidos Fixos a } 550^\circ\text{C (mg/L)} = \frac{(P_3 - P_1) \times 1000 \times 1000}{\text{Volume da amostra (mL)}} \quad (4.22)$$

$$\text{Sólidos Dissolvidos Voláteis a } 550^{\circ}\text{C (mg/L)} = \frac{(P_2 - P_3) \times 1000 \times 1000}{\text{Volume da amostra (mL)}} \quad (4.23)$$

Sendo:

P_1 : massa da cápsula tarada, g

P_2 : massa da cápsula com o resíduo seco, g

P_3 : massa da cápsula com o resíduo calcinado, g

Sólidos em suspensão, secos a 103°C, fixos e voláteis a 550°C

Para o ensaio de sólidos suspensos secos, fixos e voláteis baseou-se no APHA (2005), o procedimento foi aquele já usado nos dois ensaios anteriores, sendo utilizado o sólido suspenso retido no filtro do cadinho de Gooch resultante do procedimento anterior. O cadinho de Gooch foi lavado com água deionizada em um cadinho previamente tarado, o qual então foi utilizado nos procedimentos já descritos. Para a determinação de sólidos em suspensão secos, fixos e voláteis a 103°C, equações análogas àsquelas dos procedimentos anteriores foram utilizadas, de forma que P_1 é a massa da cápsula tarada, P_2 é a massa da cápsula com o resíduo seco e P_3 é a massa da cápsula com o resíduo calcinado, todos os valores expressos em gramas e para avaliar as eficiências de remoção foram utilizadas as seguintes equações:

$$\eta_{SSS} = \left(\frac{C_{inSSS} - C_{ouSSS}}{C_{inSSS}} \right) 100\% \quad (4.24)$$

Sendo:

C_{inSSS} = Concentração de entrada de sólidos suspensos secos(g/L);

C_{ouSSS} = Concentração de saída de sólidos suspensos secos(g/L);

η_{SSS} = Eficiência na remoção de sólidos suspensos secos (%).

$$\eta_{SSF} = \left(\frac{C_{inSSF} - C_{ouSSF}}{C_{inSSF}} \right) 100\% \quad (4.25)$$

Sendo:

C_{inSSF} = Concentração de entrada de sólidos suspensos fixos (g/L);

C_{ouSSF} = Concentração de saída de sólidos suspensos fixos (g/L);

η_{SSF} = Eficiência na remoção de sólidos suspensos fixos (%).

$$\eta_{SSV} = \left(\frac{C_{inSSV} - C_{ouSSV}}{C_{inSSV}} \right) 100\% \quad (4.26)$$

Sendo:

C_{inSSV} = Concentração de entrada de sólidos suspensos voláteis (g/L);

C_{ouSSV} = Concentração de saída de sólidos suspensos voláteis (g/L);

η_{SSV} = Eficiência na remoção de sólidos suspensos voláteis (%).

$$\text{Sólidos em Suspensão Secos a } 550^{\circ}\text{C (mg/L)} = \frac{(P_2 - P_1) \times 1000 \times 1000}{\text{Volume da amostra (mL)}} \quad (4.27)$$

$$\text{Sólidos em Suspensão Fixo a } 550^{\circ}\text{C (mg/L)} = \frac{(P_3 - P_1) \times 1000 \times 1000}{\text{Volume da amostra (mL)}} \quad (4.28)$$

$$\text{Sólidos em Suspensão Secos a } 550^{\circ}\text{C (mg/L)} = \frac{(P_2 - P_3) \times 1000 \times 1000}{\text{Volume da amostra (mL)}} \quad (4.29)$$

Sendo:

P_1 : massa da cápsula tarada, g

P_2 : massa da cápsula com o resíduo seco, g

P_3 : massa da cápsula com o resíduo calcinado, g

Sólidos Sedimentáveis

Segundo APHA (2005), para realizar este ensaio, 1 litro de amostra foi agitado, decantado em um cone de Imhoff por 1 hora, e teve, ao final do período, a quantificação dos sólidos sedimentáveis a partir da graduação do cone de Imhoff, obtendo-se o valor de mL sedimentado por litro de amostra, em uma hora. Devido à simplicidade do ensaio não há necessidade de adição de material químico ou reativo, nem a necessidade de outra aparelhagem. A recomendação para um bom resultado consiste na boa agitação do recipiente contendo a amostra antes desta ser decantada, para que material sedimentado não permaneça no recipiente de coleta. Outra recomendação é a da realização da coleta em ambiente

controlado, tal como uma capela, para evitar que sólidos suspensos no ambiente venham a alterar o resultado. Para avaliar a eficiência de remoção foi utilizada a seguinte equação:

$$\eta_{SS} = \left(\frac{C_{inSS} - C_{ouSS}}{C_{inSS}} \right) 100\% \quad (4.30)$$

Sendo:

C_{inSS} = Concentração de entrada de sólidos sedimentáveis (mL/L/h);

C_{ouSS} = Concentração de saída de sólidos sedimentáveis (mL/L/h);

η_{SS} = Eficiência na remoção de sólidos sedimentáveis (%).

e) Determinação de nitrogênio total

Segundo ALCARDE (1982), BENITES (2004) e BRASIL (2007), a determinação de nitrogênio total fundamenta-se na amonificação de todas as formas não amoniacais de nitrogênio, seguindo-se a destilação alcalina da amônia, que é recebida em uma solução com excesso de ácido bórico. A amônia fixada é titulada com ácido padronizado. A determinação de proteínas é obtida a partir de cálculo descrito na AOAC (2005).

Foram realizadas em quatro etapas a quantificação de nitrogênio total, a digestão do nitrogênio, a extração do nitrogênio e a determinação do nitrogênio total. Diversos produtos químicos foram utilizados neste ensaio, sendo vários deles obtidos em padrão analítico (p.a.) diretamente do fabricante, tais como o pó catalítico de Raney, o ácido sulfúrico nas concentrações 1 mol/L⁻¹ e 0,25 mol/L⁻¹, os indicadores verde de bromocresol 1 g/L, vermelho de metila 1 g/L, os sais sulfato de sódio e sulfato de potássio.

Para a solução de hidróxido de sódio dissolveu-se 450 g da base em 1 litro de água deionizada, em balão volumétrico. O mesmo procedimento foi usado para dissolver 40 gramas de sulfato de potássio em 1 litro e 40 g de ácido bórico no mesmo volume. Para a solução de ácido sulfúrico com sulfato de potássio, 200 mL de H₂SO₄ foram adicionados a 625 mL de água destilada e misturadas a 106,7 gramas de sulfato de potássio. A mistura foi completada com água deionizada até 1 litro e homogeneizada.

O procedimento para extração do nitrogênio foi realizado em duplicata, com inclusão de uma prova em branco, contendo 1 mL da amostra coletada e colocada no frasco de Kjeldhal, juntamente com 1,7 g de pó catalítico e 150 mL da solução de sulfato de potássio. O frasco de

Kjedhal é então aquecido sem estar acoplado ao sistema de destilação, de forma que a mistura esteja em contato com o ar. A mistura então é aquecida com bico de Bunsen em estufa até completar 10 minutos do início da fervura, quando são adicionados 1,0 g dos sais de sulfato de cobre e 1,5 g de sulfato de potássio. O frasco então é novamente aquecido, gradualmente, por mais 30 minutos de fervura, quando então é resfriado na capela até temperatura ambiente e recebe 200 mL de água deionizada e 25 mL da solução de sulfeto de potássio. Para extrair o nitrogênio, três grânulos de zinco e 105 mL da solução de hidróxido de sódio foram adicionados aos frascos de Kjedhal, que foram então ligados ao conjunto de destilação. O zinco atua como catalisador da reação. A saída da outra extremidade do conjunto de destilação foi mergulhada num Erlenmeyer contendo 50 mL da solução de ácido bórico, junto com 10 gotas de verde de bromocresol e 1 gota de vermelho de metila. Água resfriada a 3°C foi bombeada na entrada inferior do condensador, retornando para o refrigerador pela saída superior do condensador. O frasco de Kjedhal foi então aquecido.

À medida que era aquecido o frasco, o nitrogênio evaporava e o vapor condensava-se nas paredes do condensador e foi arrastado por gravidade para o Erlenmeyer. Após evaporação de pelo menos 150 mL do destilado, o conjunto foi desligado e colocado para resfriar. A ponta submersa do condensador foi lavada com água deionizada, que foi coletada no Erlenmeyer. A solução do Erlenmeyer foi então titulada com ácido sulfúrico 0,25 molar, até o ponto de viragem do verde de bromocresol. O volume necessário para titulação foi medido e utilizado para a determinação do porcentual em massa de nitrogênio total presente na amostra, empregando-se a equação (4.32) na qual, V_a é o volume, em mL, da solução de ácido sulfúrico gasto na titulação da amostra, V_b é o volume, em mL, da solução de ácido sulfúrico gasto na titulação da prova em branco, onde A_1 é o volume da alíquota tomada do extrato em mL, M é a concentração molar da solução de ácido sulfúrico e G é a massa inicial da amostra, em grama. Para avaliar a eficiência de remoção foi utilizada a seguinte equação:

$$\eta_{NT} = \left(\frac{C_{inNT} - C_{ouNT}}{C_{inNT}} \right) 100\% \quad (4.31)$$

Sendo:

C_{inNT} = Concentração de entrada de nitrogênio total (g/L);

C_{ouNT} = Concentração de saída de nitrogênio total (g/L);

η_{NT} = Eficiência na remoção de nitrogênio total (%).

$$\text{Percentual em massa de Nitrogênio Total} = \frac{2,8014M(Va - Vb)}{2A1G} \quad (4.32)$$

Sendo:

Va: volume, mL (solução de ácido sulfúrico gasto na titulação da amostra)

Vb: volume, mL (solução de ácido sulfúrico gasto na titulação da prova em branco)

A1: volume da alíquota tomada do extrato, mL

M: concentração molar da solução de ácido sulfúrico, mL

G: massa inicial da amostra, g

f) Fósforo total

O procedimento de fósforo total é descrito como o método gravimétrico do Quimociac. Segundo ALCARDE (1982), BENITES (2004) e BRASIL (2007), este método fundamenta-se na solubilização do fósforo da amostra por extração fortemente ácida e posterior precipitação do íon ortofosfato como fosfomolibdato de quinolina, o qual é filtrado, secado e pesado. O procedimento consistiu nas etapas da produção do reagente “Quimociac”, da filtração do decantado e da determinação do fósforo.

O reagente “Quimociac” é produzido a partir três soluções. A primeira solução adicionada é de molibdato de sódio e foi preparada a partir da dissolução de 70 gramas de molibdato de sódio em 150mL de água destilada. A outra solução é de ácido cítrico, cuja preparação envolveu a dissolução de 60 gramas do ácido cristalizado em uma mistura contendo 85 mL de ácido nítrico concentrado e 150 mL de água deionizada. A terceira solução preparada foi de 5 mL de quinolina sintética em uma mistura de 35 mL de ácido nítrico e 100 mL de água destilada. Para produzir o reagente “Quimociac”, as soluções de molibdato e ácido cítrico foram misturadas e agitadas, sendo em seguida adicionada a solução de quinolina. O reagente foi deixado em repouso por 24 horas, o decantado foi filtrado e o reagente foi transferido para um balão volumétrico de 1 litro, onde recebeu 280 mL de acetona, e teve seu volume completado com água.

O procedimento consistiu na coleta de uma alíquota de 1 mL de amostra que foi transferida para um béquer com 30 mL de ácido nítrico e 5 mL de ácido clorídrico concentrados. A solução foi fervida até clarear, dentro de uma capela utilizando bico de Bunsen e após o clareamento foi adicionado mais 50 mL de água destilada. Ferveu-se a

mistura por mais 5 minutos, quando então o béquer foi resfriado, o conteúdo transferido para um balão volumétrico com 250 mL, completado com água deionizada e filtrado.

Para a determinação do ortofosfato, uma alíquota de 100 mL do líquido filtrado foi coletada, aquecida, recebeu 50 mL do reagente “Quimociac” e foi fervida por 1 minuto, dentro da capela. A mistura foi esfriada à temperatura ambiente, filtrada sob vácuo em cadinho de placa porosa previamente calcinado por uma hora em mufla a 250°C e resfriado em dessecador e pesado. Após, o filtrado do cadinho foi seco a 250°C por 30 minutos, resfriado em dessecado e pesado. O procedimento foi repetido até estabilização do peso. O teor de ortofosfato foi calculado através da equação abaixo, onde A é o volume da alíquota tomada do extrato em mL, m_a é a massa em gramas, do cadinho poroso seco, m_b é a massa em gramas, do cadinho poroso após a filtração e G é o volume inicial da amostra, em mL. Para avaliar a eficiência de remoção foi utilizada a seguinte equação:

$$\eta_{FT} = \left(\frac{C_{inFT} - C_{ouFT}}{C_{inFT}} \right) 100\% \quad (4.33)$$

Sendo:

C_{inFT} = Concentração de entrada de fósforo total (g/L);

C_{ouFT} = Concentração de saída de fósforo total (g/L);

η_{FT} = Eficiência na remoção de fósforo total (%).

$$\text{Fósforo Total (\%)} = \frac{801,75(m_b - m_a)}{AG} \quad (4.34)$$

A: volume da alíquota tomada do extrato, mL

m_a : massa cadinho poroso seco, g

m_b : massa cadinho poroso após a filtração, g

G: volume inicial da amostra, mL

g) Carbono orgânico total

Segundo ALCARDE (1982), BENITES (2004) e BRASIL (2007), este método fundamenta-se na oxidação, por via úmida, do carbono orgânico contido na amostra usando

bicromato de potássio em excesso com ácido sulfúrico concentrado, durante aquecimento externo. O carbono oxidado volatiliza mantendo na solução apenas o dicromato de potássio não reagido. Determina-se então o dicromato remanescente por titulação com solução de sulfato ferroso amoniacal.

O ensaio de carbono orgânico foi realizado em três etapas, consistindo na preparação das soluções, extração do carbono e sua determinação. Uma solução 0,20 molar de dicromato de potássio foi preparada a partir da dissolução de 29,72 gramas do sal em balão volumétrico de 500 mL, preenchido com água deionizada. A solução de sulfato ferroso 0,5 molar foi elaborada juntando 198,0 gramas de sulfato ferroso amoniacal a 150 mL de ácido sulfúrico em um balão volumétrico de 1 litro, que foi resfriado e completado com água deionizada.

O ensaio foi realizado em duplicata incluindo um branco, e o volume da amostra coletada foi estimada em 7 mL a partir do ensaio da DBO. As amostras e o branco foram colocados em Erlenmeyer para extração e receberam a adição de 50 mL da solução de dicromato de potássio e 50 mL de ácido sulfúrico 1 mol. Por fim foram aquecidos a $145 \pm 2^\circ\text{C}$ por 30 minutos, sendo o Erlenmeyer tapado com vidro de relógio para evitar a evaporação de água e permitir a saída apenas do carbono orgânico. Após o período de aquecimento o Erlenmeyer, ainda com o vidro de relógio cobrindo a saída de vapor, foi colocado para resfriar em capela. O vidro do relógio foi lavado com água destilada recolhendo a água no Erlenmeyer, que teve o volume transferido para balão volumétrico de 250 mL que foi completado com água deionizada.

Alíquotas de 50 mL das amostras e do branco foram coletadas, adicionadas a 10 mL de ácido fosfórico 85%, 1 mL de indicador difenilamina e 100 mL de água deionizada. A titulação foi realizada com a solução preparada de sulfato ferroso amoniacal até a viragem da solução para a cor verde. O volume de sulfato ferroso utilizado foi anotado e para a determinação do teor de carbono orgânico presente na amostra, empregou-se a equação (4.36), onde C é a concentração da solução de sulfato ferroso amoniacal, V_a é o volume, em mL, da solução de sulfato ferroso amoniacal gasto na amostra, V_b é o volume médio, em mL, da solução de sulfato ferroso amoniacal gasto nas replicatas da prova em branco e G é o volume inicial da amostra, em mL e para avaliar a eficiência de remoção foi utilizado a seguinte equação (4.35):

$$\eta_{\text{CO}} = \left(\frac{C_{\text{inCO}} - C_{\text{ouCO}}}{C_{\text{inCO}}} \right) 100\% \quad (4.35)$$

Sendo:

C_{inCO} = Concentração de entrada de carbono orgânico (g/L);

C_{ouCO} = Concentração de saída de carbono orgânico (g/L);

η_{CO} = Eficiência na remoção de carbono orgânico (%).

$$\text{Percentual de Carbono Orgânico} = \frac{9C(V_b - V_a)}{G} \quad (4.36)$$

Onde:

C: concentração da solução de sulfato ferroso amoniacal

V_a : volume, mL, (solução de sulfato ferroso amoniacal gasto na amostra)

V_b : volume médio, mL, (solução de sulfato ferroso amoniacal gasto nas replicatas da prova em branco)

G: volume inicial da amostra, mL

h) Caracterização do biogás bruto

Devido à grande variação de substratos que são metabolizados e processos de fermentação apresentados encontra-se uma divergência na qualidade do biogás que é constituído basicamente por ácido sulfídrico (H_2S), gás carbônico (CO_2), amônia (NH_3) e metano (CH_4) (SALOMON, 2007).

Para avaliar a qualidade do biogás foi utilizado um kit desenvolvido em parceria com a empresa EMBRAPA SUINOS E AVES. Este kit, como demonstrado na Figura 4.18, permite analisar de forma simples e rápida a composição dos gases do biogás. Para a análise de amônia e gás sulfídrico, a técnica consiste em borbular o biogás em uma solução analisando colorimetricamente em seguida de acordo com Tabela 4.3. Para análise de metano e gás carbônico, o biogás também é borbulado em uma solução, porém a concentração é dada pela diferença entre o volume de gás inicial e final. É recomendado para analisar a eficiência dos biodigestores quanto a produção de gás metano (calor, energia e créditos de carbono), de gás sulfídrico (responsável pela corrosão dos equipamentos) e de amônia (poluição do ar). O diagnóstico é feito em aproximadamente 30 minutos.

Este procedimento foi realizado por mim no NPDEAS/UFPR devido a facilidade de sua utilização podendo ser utilizado em um grande número de amostras, o que acaba fornecendo mais informações confiáveis a respeito do biogás produzido.

TABELA 4.3: PADRÕES UTILIZADOS NO MÉTODO ALFAKIT BIOGÁS

Parâmetros	Método	Informação
Amônia	Azul de Indofenol	Cartela de 15 a 1310 ppmV em 2 faixas: - Faixa 1 entre 0,0-15-45-85-175-350-525 ppmV NH ₃ - Faixa 2 entre 0,0-45-110-220-435-875-1310 ppmV NH ₃
Gás sulfídrico	Azul de Metileno	Cartela de 20 a 1020 ppmV em 2 faixas: -Faixa 1 entre 20-40-75-152-230-305-460-610 ppmV H ₂ S -Faixa 2 entre 30-65-130-255-380-510-765-1020 ppmV H ₂ S
Gás carbônico	Orsat	0 – 100% resolução 2,5%
Metano	Orsat	0 – 100% resolução 2,5%



Imagem ilustrativa

FIGURA 4.18. FOTO DO KIT COMERCIAL PARA ANÁLISE DE BIOGÁS (ALFAKIT)

4.5 OPERACIONALIZAÇÃO DO PROCESSO DE BIODIGESTÃO

Após a construção do biodigestor e o teste hidrostático, iniciou-se a etapa de coleta do material orgânico para carregar os reatores, a primeira coleta para inoculação do sistema aconteceu em uma suinocultura da região metropolitana de Curitiba. O material orgânico

correspondente a dejetos suíno de um sistema de produção de ciclo completo que foi utilizado devido sua permanência em um reservatório sem a presença de oxigênio, sendo este material cedido pelo produtor rural Eduardo motivado a avaliar o sistema para futura implantação em sua propriedade.

O biodigestor desenvolvido no presente estudo (representado nas Figuras 4.7 e 4.9) é compreendido por um compartimento inferior com fundo, compartimento médio e compartimento superior, e uma passagem que interliga o compartimento médio ao superior. A entrada do efluente se dá através da tubulação vertical centralizada posicionada e acoplada no interior do biodigestor de modo que a entrada do dejetos no biodigestor é feita pela parte inferior, com o caminho do dejetos em fluxo ascendente.

O compartimento inferior recebe o efluente, e se comunica com o compartimento médio por meio de um defletor, localizado no centro da parede de alvenaria do tubo modular de concreto que separa os dois compartimentos. O compartimento médio é destinado a receber o lodo estabilizado e armazenar na sua porção superior o biogás produzido. O fluxo do lodo estabilizado sai do compartimento médio para o superior por meio do orifício central, localizado no compartimento médio para a entrada no compartimento superior.

No compartimento superior forma-se um selo d'água que impede a saída do gás pelos orifícios, assim como a entrada de ar da parte superior externa do biodigestor. O efluente sai do biodigestor através dos orifícios de escape localizados no compartimento superior (caixa d'água invertida).

O regime de funcionamento projetado para o modelo é o contínuo e com fluxo ascendente, ou seja, o efluente entra através da tubulação de entrada (que pode ser tanto em Policloreto de Vinila (PVC), Polietileno de Alta Densidade (PEAD), aço ou ferro fundido conectado ao biodigestor por meio de flange) que conduz para o compartimento inferior e segue para os compartimentos situados acima.

No compartimento inferior forma-se uma manta de lodo que tem a função de retenção de sólidos, fazendo com que haja um tempo de retenção hidráulica (TRH) menor que o tempo de retenção de sólidos (TRS). Como consequência somente a massa sólida (que é a parte a ser digerida) permanece o tempo necessário no interior do biodigestor e isto tem o objetivo de torná-lo mais compacto que os tradicionais, diminuindo custos de construção e o tempo de residência do material orgânico. O Lodo estabilizado formado no compartimento inferior flui para o compartimento médio, através de orifícios no defletor, entre os compartimentos inferior e médio. O biogás gerado tanto no compartimento inferior como no compartimento médio é armazenado temporariamente na porção superior. O efluente que sai do compartimento médio

vai para o compartimento superior. Este compartimento tem a função de selo hidráulico. A saída do efluente do biodigestor (biofertilizante) se dá através de uma tubulação em direção à rede coletora de esgoto, com acesso para a realização de coletas de amostras do efluente digerido.

O armazenamento do biogás gerado no interior do biodigestor é realizado na parte superior do biodigestor, mais especificamente na campânula a qual é fixada a um anteparo suporte na parte central, no interior da câmara superior do biodigestor, de modo que ocorra a formação de um selo de água, para auxiliar a contenção do gás armazenado.

Posteriormente à coleta e ao armazenamento, o material orgânico foi transportado até o local do experimento o NPDEAS/UFPR. Depois da obtenção de todo material orgânico necessário para a realização do experimento iniciou-se a etapa de medição do volume para ser inserido no biodigestor. Primeiramente foi depositado nos tanques de equalização. Com todo o material orgânico adicionado em cada tanque de equalização, fez-se na sequência a adição do inóculo no biodigestor, conforme proposto no item 4.3.

O monitoramento do sistema consistiu na verificação de possíveis vazamentos no sistema, avaliação da produção do biogás conforme estabelecido, e principalmente observações referentes ao tempo de residência do material orgânico. Após o processo iniciado foram inseridos diariamente 100 litros por dia do efluente a ser tratado, sendo utilizado um reservatório graduado de 10 litros. Verificando as condições de temperatura ambiente e a temperatura do efluente no interno do reator sem a interferência no controle da mesma, avaliando a produção de biogás produzida por dia.

4.6 QUANTIFICAÇÃO E CARACTERIZAÇÃO DO TEMPO DE RESIDÊNCIA

4.6.1 Cálculo da eficiência do sistema de biodigestão

O cálculo da eficiência de produção de biogás no sistema, ilustrado pelas Figuras 4.19 e 4.20, foi realizado a partir de uma experimentação desenvolvida no período entre 3 a 9 de julho de 2013, de modo que foram executadas cinco medições naquele período. No dia 18 de julho de 2013 foi executada a coleta a cada hora, obtendo-se um total de 24 leituras da massa do biogás produzido, avaliando mecanicamente a retenção do efluente e a produção de biogás produzido conforme descrito a seguir.

Para as medições realizadas para a estimativa da eficiência de produção de biogás, com o auxílio de um balde graduado de 10 litros, em regime de batelada, foram adicionados ao reservatório de entrada do biodigestor, uma quantidade equivalente de 100 litros ou 85.924 g por dia de substrato na forma de dejetos.

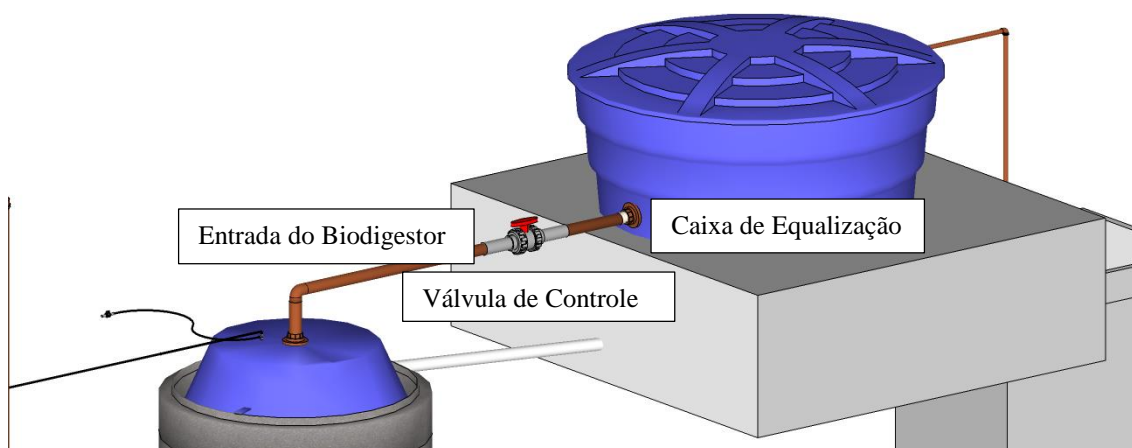


FIGURA 4.19: CAIXA DE EQUALIZAÇÃO, ENTRADA DO REATOR.

O biogás produzido no biodigestor foi então armazenado em um dispositivo hermético de material sintético, denominado de balão para armazenamento de biogás. A porção excedente de substrato de saída (efluente) resultante do processo de biodigestão foi então coletada na saída do biodigestor e igualmente quantificada para cada uma das cinco medições realizadas, conforme citado anteriormente.

A quantificação da massa de biogás produzida no biodigestor a partir das quantidades de substrato adicionadas foi realizada por gravimetria, com o uso de uma balança analítica GEHAKA modelo BK-3000 no laboratório do NPDEAS. Desta forma, para cada medição foram adicionadas porções de 100 litros ou 85.924 g de substratos no biodigestor para o período em estudo. As massas das porções de biogás produzidas foram purificadas, coletadas, armazenadas e medidas. .

Conforme citado anteriormente, para a quantificação do biogás produzido no biodigestor, cada porção a ser quantificada foi direcionada e armazenada temporariamente no balão de biogás, de modo que toda a porção contida no balão foi posteriormente forçada a fluir através de um filtro em coluna, previamente construído em tubo de PVC, com preenchimento com lã de metal (Bombril ®), visando assegurar a retirada de H_2S , que possivelmente não tenha reagido com o primeiro elemento (SPRENGER, 2009).

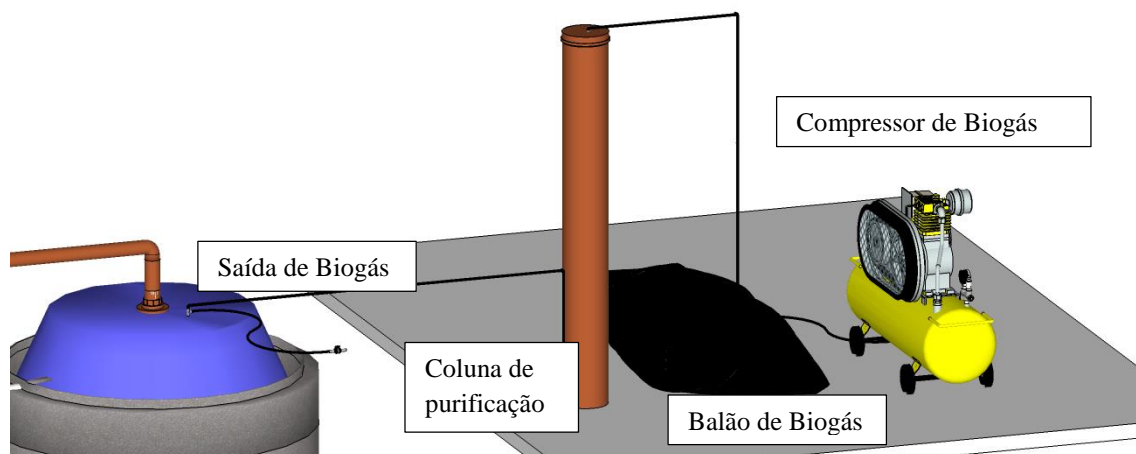


FIGURA 4.20: SISTEMA DE COLETA E PURIFICAÇÃO DO BIOGÁS.

No orifício de saída no filtro de biogás purificado, foi conectada uma válvula, de modo que a mesma foi igualmente conectada à entrada de um compressor, o qual foi utilizado para forçar o biogás a sair do balão, passar pelo filtro de lã de metal (Bombril ®) e ser acondicionado em uma série de botijões previamente submetidos a uma condição de vácuo por meio do uso do compressor. Para atingir a situação de vácuo no interior dos botijões, o ar foi sugado por um tempo determinado de 2 minutos para cada um dos quatro botijões utilizados no experimento.

Cada um dos botijões foi identificado, e todos foram mantidos em condições de vácuo. Posteriormente foram inseridos, com o auxílio de um compressor, porções de biogás purificado que passaram previamente pelo filtro de lã de aço (SPRENGER, 2009).

Com o auxílio de uma balança analítica, cada um dos botijões contendo biogás foi pesado e posteriormente foi esgotado de modo que o botijão vazio foi igualmente pesado. A diferença das massas de cada botijão forneceu então uma estimativa da massa de biogás produzido a partir da adição das porções de 100 litros ou 85.924 g de substrato. A pesagem dos botijões cheios de biogás e vazios foi repetida cinco vezes para cada um deles. A equação (4.34) foi usada para o cálculo da massa de substrato de entrada.

$$M_{\text{substrato de entrada}} = M_{\text{efluente de saída}} + M_{\text{biogás}} \quad (4.37)$$

Onde:

$M_{\text{substrato de entrada}}$ = massa de substrato bruto adicionado ao biodigestor

$M_{\text{efluente de saída}}$ = massa de efluente de saída do biodigestor (substrato tratado) após a adição de substrato bruto

$M_{\text{biogás}}$ = massa de biogás quantificada após adição de quantidade de substrato bruto no biodigestor

A eficiência da produção de biomassa pôde ser estimada a partir do ensaio de cinco dias com a comparação da massa do substrato e a massa do biogás. Para isto o cálculo foi realizado utilizando a equação (4.38), onde η é a eficiência de produção de biogás.

$$\eta = \frac{M_{\text{biogás}}}{M_{\text{substrato de entrada}}} \quad (4.38)$$

Onde:

η : eficiência de produção de biogás (%)

$M_{\text{substrato de entrada}}$: massa de substrato bruto adicionado ao biodigestor

$M_{\text{biogás}}$: massa de biogás quantificada após adição de quantidade de substrato bruto no biodigestor

Precisão e viés com $p < 0,05$

4.6.2 Cálculo do tempo de residência orgânico

O tempo de residência, discutido no item 2.5 e calculada pela equação (4.3), foi utilizada para o projeto do biodigestor proposto por este trabalho. Contudo, além deste parâmetro, está sendo proposto por este trabalho a definição de novos conceitos: o grau de compactação dos biodigestores, avaliando a densidade de produção de biogás; a taxa de rendimento ou taxa de densidade de produção de biogás, e o tempo de residência orgânico como ferramentas para otimização de novos modelos de reatores.

Assim sendo, para o entendimento destes novos parâmetros, é necessário a definição de alguns conceitos.

Define-se uma densidade de produção de biogás (ρ), em função dos dados: $Q_{\text{biogás}}$ = vazão de biogás (m^3/dia), $Q_{\text{substrato}}$ = vazão de substrato (m^3/dia), DQO = concentração de DQO (kgO_2/m^3) e V_{reator} = volume do reator (m^3).

$$\rho = \frac{Q_{\text{biogás}}}{Q_{\text{substrato}} \times \text{DQO} \times V_{\text{reator}}} \quad (4.39)$$

Para transformar a densidade de produção de biogás em adimensional ($\tilde{\rho}$) é proposto utilizar uma referência ($\rho_{\text{referência}}$), $1 \text{ m}_{\text{biogás}}^3 \text{ kg}_{\text{O}_2}^{-1} \text{ m}_{\text{reator}}^{-3}$. Assim, a densidade de produção de biogás adimensional é dada por.

$$\tilde{\rho} = \frac{\rho}{\rho_{\text{referência}}} \quad (4.40)$$

Com base na densidade de produção de biogás é possível, então, calcular outros novos parâmetros propostos neste trabalho como: (i) a taxa de rendimento ou taxa de densidade de produção de biogás, ξ e (ii) o tempo de residência orgânico, $t_{\text{res, org}}$, que é o tempo necessário de permanência do substrato no reator para produzir $1 \text{ m}_{\text{biogás}}^3 \text{ kg}_{\text{O}_2}^{-1} \text{ m}_{\text{reator}}^{-3}$. Esses parâmetros são calculados conforme se segue, de forma que $t_{\text{res, org}}$ é o tempo de residência orgânico (dias), $t_{\text{experimento}}$ é o tempo de duração da adição de carga (dias), $\rho_{\text{referência}}$ é a densidade de produção de biogás de referência, matematicamente, obtém-se as seguintes expressões:

$$\xi = \frac{\rho}{t_{\text{experimento}}} \left[\frac{\text{m}_{\text{biogás}}^3}{\text{kg}_{\text{O}_2} \text{ m}_{\text{reator}}^3 \text{ dia}} \right] \quad (4.41)$$

$$t_{\text{res, org}} = \frac{t_{\text{experimento}}}{\tilde{\rho}} [\text{dia}] \quad (4.42)$$

4.7 ANÁLISE DE INCERTEZAS

Uma análise de incertezas é essencial para a adequada avaliação dos resultados obtidos. Por intermédio da aferição experimental e cumprir os objetivos do projeto, além do levantamento bibliográfico e coleta de dados, é necessário realizar uma análise eficiente dos dados, que só pode ser realizada com tratamento estatístico dos dados. Para este trabalho foi utilizado a análise da estimativa de incerteza U, de acordo com as recomendações de Kim *et*

al. (1993). Estes sugerem que a incerteza seja calculada utilizando um intervalo de confiança de 95%, ou seja, o experimentador tem 95% de confiança de que o verdadeiro valor do resultado se encontra nessa faixa. Para tanto, a estimativa de Incerteza U foi calculada como se segue:

$$U = \sqrt{P^2 + B^2} \quad (4.42)$$

Onde:

U = Incerteza;

P = Limite de Precisão. O intervalo + ou - P sobre o resultado nominal (pontual ou média) é a estimativa do intervalo de confiança de 95%, dentro do qual a média de muitos resultados irá cair se os experimentos forem repetidos muitas vezes sobre as mesmas condições, usando o mesmo equipamento. O limite de precisão é então uma estimativa da falta de repetibilidade causada por erros aleatórios e de instabilidade (KIM, SIMON e VISKANTA, 1993).

B = Limite de Viés, representa uma estimativa da magnitude do erro fixo constante, é atribuído com o entendimento de que o experimentador é 95% confiante que o verdadeiro valor do erro de viés, se conhecido, será menor que |B|.

Para o cálculo da incerteza foi utilizada a equação (4.42), que é função do viés e da precisão, que por sua vez foram calculados com base na medição do erro fixo e do erro experimental, respectivamente. Para a calibração dos equipamentos (ex: balança) foi necessário utilizar massas, pesos e objetos calibrados e padronizados por centros de certificação. O limite de viés foi dado para obter 95% de confiança de que a média esteja dentro do intervalo, o que equivale ao dobro do desvio padrão da maior variância ocorrida durante a calibração do equipamento. O mesmo procedimento foi seguido para cálculo do limite de precisão sendo o limite dado pelo valor de dois desvios padrões dos valores da coleta, novamente para satisfazer a exigência para alcançar confiança de 95%.

Este teste tem a função de retirar viés gerado no experimento em função de algum erro procedimental. Erros procedimentais precisam de cuidado particular, pois podem afetar todas as medições de maneira sistemática, imprimindo um erro de medição a todos os valores e passando despercebido pelas análises de precisão, visto que as análises de precisão avaliam o quanto um conjunto de pontos que estão afastada ou próximas entre si.

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Volume de efluente aproximadamente do NPDEAS 3 m^3 por dia, com DQO em torno de 20 kg/m^3 sendo este material uma mistura entre dejetos humanos, biomassa de microalgas e efluente da produção de biodiesel (glicerol). Um reator anaeróbio de alta taxa pode ser dimensionado com carga orgânica volumétrica de até $10\text{ kgDQO/m}^3\cdot\text{dia}$. Assim o volume total do sistema pode ser calculado: volume do biodigestor 6 m^3 ; taxa de carregamento orgânico $10\text{ kgDQO/m}^3\cdot\text{efluente}\cdot\text{dia}$; tempo de retenção hidráulica 2 dias; velocidade de fluxo ascendente de $1,5\text{ m}\cdot\text{h}^{-1}$; carga hidráulica volumétrica $0,5\text{ m}^3\cdot\text{m}^3\cdot\text{dia}^{-1}$; carga biológica $8,76\text{ kgDQO/kgSTV}$; carga orgânica $60\text{ kgDQO}\cdot\text{dia}^{-1}$; determinação da produção de biogás pela biodigestão anaeróbia do NPDEAS $17,55\text{ m}^3$ de biogás dia; quantidade de energia contida no biogás $89.505\text{ kcal}\cdot\text{dia}^{-1}$.

Na Tabela 5.1 são apresentados os dados de eficiência de remoção de demanda bioquímica de oxigênio (DBO), série de sólidos, carbono orgânico, fósforo total e nitrogênio total.

TABELA 5.1: DADOS DE EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE PARÂMETROS FÍSICO-QUÍMICOS PARA O MODELO DE BIODIGESTOR.

Ensaio Realizado	Média		Desvio		Eficiência de remoção
	Entrada	Saída	Entrada	Saída	
DBO (g/L)	11,7	8,1	3,3	3,3	30,7%
Sólidos em Suspensão Secos (g/L)	1,5	0,5	1,0	0,1	65,9%
Sólidos Dissolvidos Secos (g/L)	9,7	9,6	2,2	2,5	1,4%
Sólidos Totais Secos (g/L)	11,3	10,1	3,1	2,4	10,2%
Sólidos em Suspensão Fixos (g/L)	0,4	0,1	0,2	0,1	74,9%
Sólidos Dissolvidos Fixos (g/L)	4,4	5,3	1,0	1,7	-22,0%
Sólidos Totais Fixos (g/L)	4,4	5,4	0,7	1,6	-22,5%
Sólidos em Suspensão Voláteis (g/L)	1,2	0,5	0,9	0,2	61,4%
Sólidos Dissolvidos Voláteis (g/L)	5,4	4,3	1,3	1,5	21,1%
Sólidos Totais Voláteis (g/L)	6,9	4,7	1,8	1,3	31,2%
Sólidos Sedimentáveis (mL/L/h)	9,9	4,6	5,9	5,2	53,7%
Carbono Orgânico (g/100g)	2,98	3,0525	0,8	0,8	-2,4%
Fósforo Total (g/100g)	0,007623	0,006435	0,003	0,004	15,6%
Nitrogênio Total (g/100g)	0,197	0,2	0,05	0,01	-1,3%

Fonte: o autor

Conforme Barbosa (2003), a DBO indica a capacidade de um determinado efluente em ser degradado por meio de bactérias aeróbias, com consequente consumo de oxigênio, em um dado tempo e temperatura controlados. Os dados aqui apresentados mostram uma baixa eficiência de remoção média de DBO atingindo um valor de 30,7%, demonstrando que possivelmente a temperatura não se manteve constante e ainda que não foi atingida a temperatura ideal para a biodigestão, que é de 37°C.

De acordo com Gonçalves (2005), o desempenho de reatores anaeróbios com relação à conversão de material orgânico costuma variar entre os sistemas e o desempenho vai depender do tempo de retenção adotado e das características operacionais aplicadas. Com relação às concentrações de sólidos totais e de sólidos totais voláteis, conforme se observa na Tabela 5.1, o sistema apresentou uma tendência de redução. Com relação aos parâmetros de sólidos, o maior valor obtido foi para os sólidos em suspensão fixos (74,9%), que pode evidenciar uma sedimentação do material fixo no fundo do biodigestor demonstrando que o sistema de biofilme inserido no fundo reator está aumentando a manta de lodo. Leite *et al.* (1999) relata que o comportamento dos sólidos totais não expressa de maneira satisfatória os mecanismos envolvidos na digestão anaeróbia de resíduos sólidos orgânicos, devido à presença em sua composição de materiais de natureza extremamente complexa pH e temperatura.

Avaliando um sistema com características similares e TRH de 15 dias, obtiveram 73 e 66% de redução em DQO e SVT. De acordo com Nascimento *et al.* (1995), para o sistema proposto em seu estudo o tempo de retenção hidráulica foi de 10 dias, obtiveram 39% de redução de sólidos voláteis totais. O sistema de biodigestão desenvolvido demonstra que o resultado do processo atendeu a retenção de sólidos voláteis totais. Necessitando a aplicação para trabalhos futuros do cálculo do tempo de residência orgânico. Os parâmetros carbono orgânico e nitrogênio total atingiram valores negativos para a eficiência, (- 2,4% e - 1,3%), respectivamente, evidenciando um aumento na concentração destes parâmetros no interior do biodigestor, que pode ser oriundo do efluente de suíno, inserido para a formação da manta de lodo no inóculo.

De acordo com Vivan *et al.* (2010), resultados semelhantes a estes foram obtidos, como a elevação dos teores de nitrogênio total e carbono orgânico total no efluente do biodigestor, quando submetidos à biodigestão anaeróbia, onde perdem principalmente carbono na forma de CH₄ e CO₂. Porém, nesta pesquisa foi observado comportamento contrário a este, onde houve uma redução representativa concentrações. Esta redução pode

estar associada principalmente pela remoção físico-química através da precipitação destes compostos.

De acordo com Henn (2005), a remoção do fósforo em sistemas de biodigestão pode ocorrer pela sedimentação do mesmo no interior do reator junto a manta lodo. Carneiro (2005) relata que em sistemas de biodigestão, os mecanismos se dão através de processos físico-químicos, a partir da precipitação de fosfato, em processos biológicos a incorporação de fósforo à biomassa microbiana, utiliza-se para a síntese celular.

Devido aos processos que ocorrem simultaneamente, as formas do fósforo permanecem acumuladas no conteúdo do reator na manta de lodo. O efluente do biodigestor será utilizado como meio de cultivo para produção de microalgas exercendo a função de um pós tratamento. Pois conforme Santos (2010) a perda de fósforo em áreas que recebem aplicação de dejetos no solo sem tratamento, pode acumular seus teores na solução do escoamento superficial, podendo causar a eutrofização das águas superficiais. A seguir, os dados referentes a análise das amostras coletadas serão apresentados de forma mais especificada.

5.1 MONITORAMENTO DA TEMPERATURA

Durante a fase de experimentação, o monitoramento da temperatura foi realizado em pontos diferenciados no biodigestor, tais como substrato de entrada, de saída e parte interna, conforme apresentado na Figura 5.1, e com variação entre entrada e saída dadas na Tabela 5.2.

A temperatura ambiente determina de maneira preponderante as temperaturas de funcionamento do biodigestor e, por conseguinte, a velocidade das reações de digestão anaeróbica efetuadas pelas bactérias. Conforme literatura citada na revisão bibliográfica do presente trabalho, a temperatura ideal para a digestão anaeróbica com microrganismos mesófilos estão na faixa de 37°C (Craveiro *et al.*, 1982) podendo ocorrer dentro de um limite de 15°C a 65°C, podendo assim o metabolismo acontecer com microrganismos psicrófilos, mesófilos ou termófilos (Ruiz, 1992). Assim sendo, observa-se que, durante o período de monitoramento do presente projeto (vide Figura 5.1) a temperatura ideal de 37°C não foi atingida pelo biodigestor mesmo no mês de fevereiro que costuma indicar temperaturas elevadas em Curitiba, onde a temperatura permaneceu em torno de 26,9°C. Esse fato pode ter acarretado a queda de eficiência no biodigestor, o que será avaliado nas demais análises

laboratoriais de monitoramento. O fato positivo é o de que a faixa de temperaturas favoráveis à reação anaeróbica foi mantida, dentro de um limite de 32,8°C de máxima e 21°C de mínima. Para avaliar o desempenho do reator seria inserir um sistema de troca térmica, para estabilizar a manta de lodo. Neste processo de aquecimento poderia ser utilizado o calor que é perdido no escapamento do sistema de motogerador.

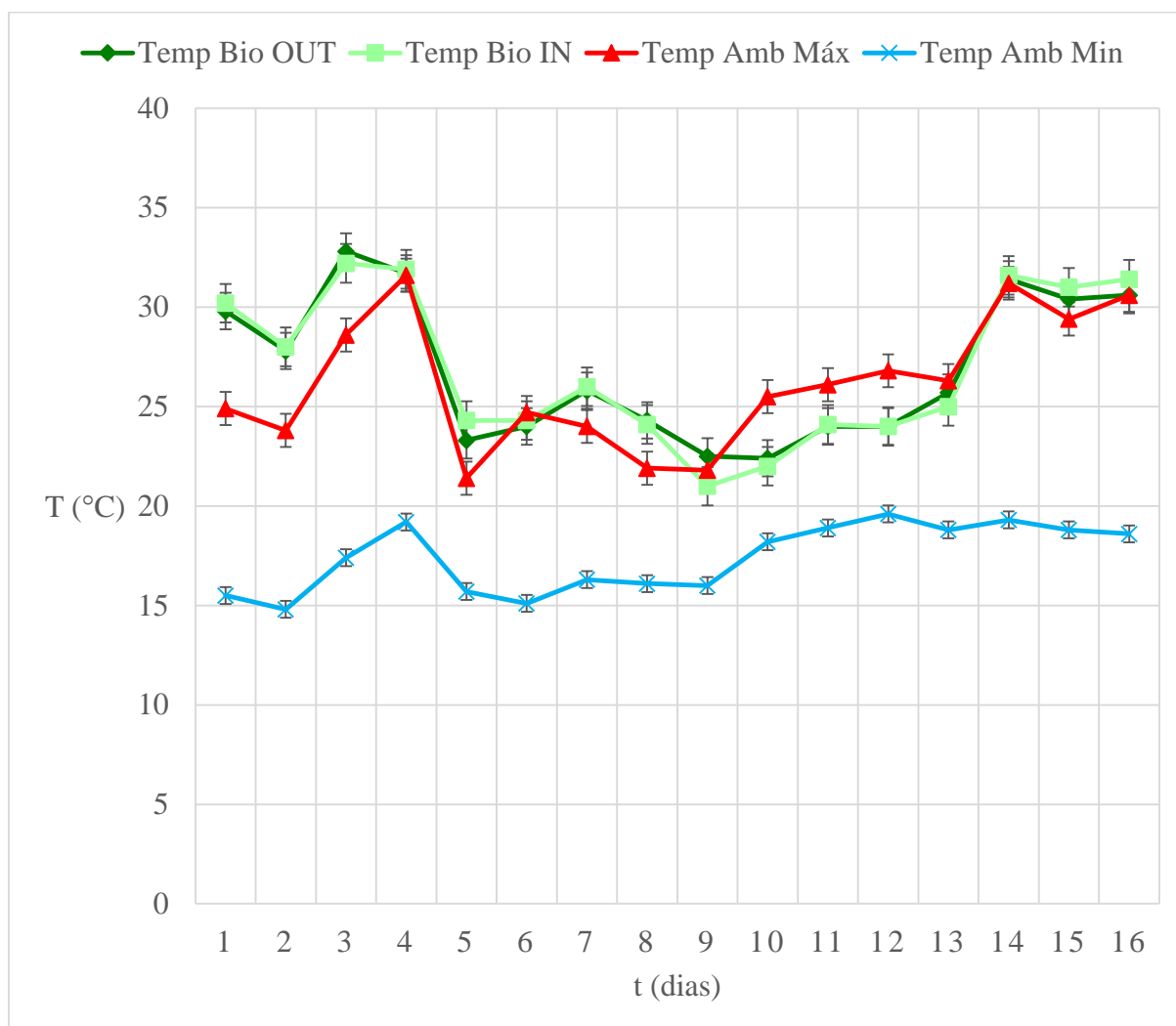


FIGURA 5.1 – RESULTADO DA TEMPERATURA DO BIODIGESTOR E AMBIENTE. AS BARRAS DE ERRO REPRESENTAM A INCERTEZA DA MEDIÇÃO, INCLUINDO PRECISÃO E VIÉS COM $P < 0,05$. FONTE: INMET (2013)

TABELA 5.2. VARIAÇÃO DA TEMPERATURA ENTRE VALORES DE ENTRADA E SAÍDA, PELO TEMPO

		Temperatura (°C)				
Data		28/1	29/1	30/1	31/1	01/2
Entrada	1ª Semana	-	30,2	28	32,2	31,9
Saída		-	29,8	27,8	32,8	31,7
Variação		-	1%	1%	-2%	1%
Data	2ª Semana	4/2	5/2	6/2	7/2	8/2
Entrada		24,3	24,3	26	24,1	21
Saída		23,3	24	25,8	24,3	22,5
Variação		4%	1%	1%	-1%	-7%
Data	3ª Semana	11/2	12/2	13/2	14/2	15/2
Entrada		22	24,1	24	25	-
Saída		22,4	24	24	25,7	-
Variação		-2%	0%	0%	-3%	-
Data	4ª Semana	18/2	19/2	20/2	Média	Desvio Padrão
Entrada		31,6	31	31,4	26,9	3,8
Saída		31,4	30,4	30,6	26,9	3,6
Variação		1%	2%	3%	0%	3%

“-” dado não disponível

5.2 DEMANDA QUÍMICA DE OXIGÊNIO (DQO)

Os resultados da análise de DQO relativos ao afluente, na parte interna do biodigestor e ao efluente do mesmo apresentaram variação ao longo do tempo, conforme pode ser observado na Figura 5.2. A eficiência de remoção de DQO pelo sistema variou de 9% a 60%, com uma média de 43% de remoção, o baixo rendimento como observado no trabalho foi possivelmente devido à baixa temperatura. Foresti *et al.*, (1995) e Owens (1986), ambos citados por Chynoweth, *et al.* (1998) obtiveram eficiências de remoção de DQO em reatores UASB de bancada 87 e 53,6% respectivamente.

A observação do gráfico da Figura 5.2 pode indicar uma tendência ao aumento do desempenho de remoção de DQO a partir do décimo segundo dia, que pode estar relacionada com a maturação do manta de lodo do biodigestor. Pode-se observar que mesmo o DQO de entrada aumentando o DQO de saída diminui. O reator foi projetado para atender a demanda do NPDEAS que normalmente é muito instável por ainda não estar operando em todas as

atividades. Ainda é disponibilizado para o sistema, resíduo do esgoto sanitário que possui uma baixa DBO e também glicerol e microalgas, o que aumenta substancialmente a carga poluente.

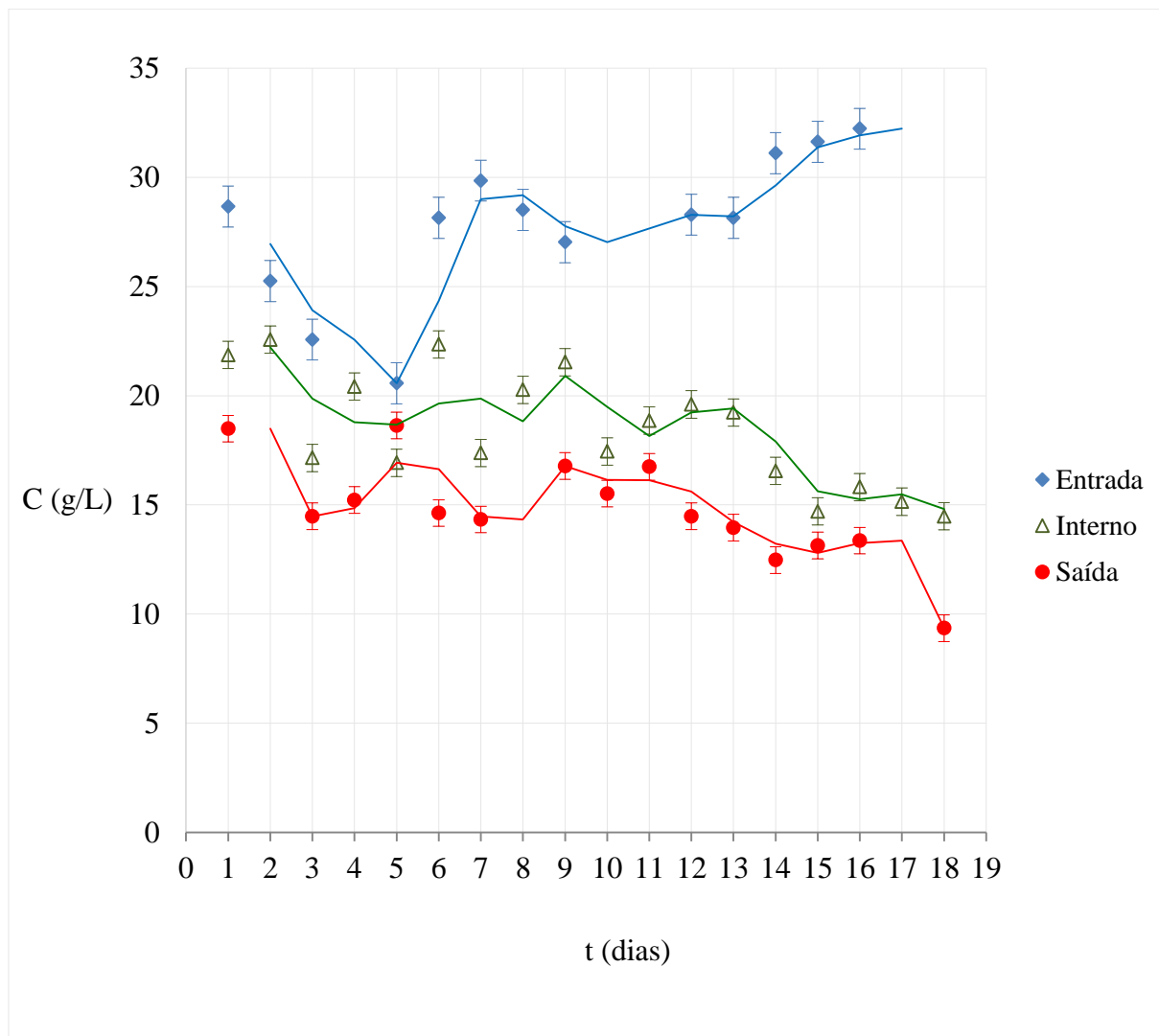


FIGURA 5.2 – RESULTADO DA DQO MEDIDA DURANTE O MONITORAMENTO ENTRE 28 DE JANEIRO E 20 DE FEVEREIRO NO BIODIGESTOR. AS BARRAS DE ERRO REPRESENTAM A INCERTEZA DA MEDIÇÃO, INCLUINDO PRECISÃO E VIÉS COM $P < 0,05$. A MEDIÇÃO OCORREU NOS PONTOS DE ENTRADA, INTERNO E SAÍDA DO REATOR. FONTE: autor (2013)

TABELA 5.3 VARIAÇÃO DA DQO ENTRE VALORES DE ENTRADA E SAÍDA, PELO TEMPO.

DQO						
Data	1ª Semana	28/1	29/1	30/1	31/1	01/2
Entrada		28,7	25,3	22,6	-	20,6
Saída		18,5	21,1	14,5	15,2	18,6
Eficiência		36%	16%	36%	-	9%
Data	2ª Semana	4/2	5/2	6/2	7/2	8/2
Entrada		28,2	29,8	28,5	27,0	-
Saída		14,6	14,3	-	16,8	15,5
Eficiência		48%	52%	-	38%	-
Data	3ª Semana	11/2	12/2	13/2	14/2	15/2
Entrada		-	28,3	28,2	31,1	31,6
Saída		16,7	14,5	14,0	12,5	13,1
Eficiência		-	49%	50%	60%	58%
Data	4ª Semana	18/2	19/2	20/2	Média	Desvio Padrão
Entrada		32,2	-	-	24,26	3,50
Saída		13,4	-	9,4	17,6	2,7
Eficiência		59%	-	-	43%	16%

“-” dado não disponível

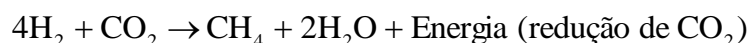
5.3 POTENCIAL HIDROGENIÔNICO

Os valores de pH foram medidos diariamente nas amostras, e, conforme resultados apresentados na Figura 5.3 pode-se observar que, enquanto a tendência do pH afluente era de acidificação, internamente ao biodigestor houve um equilíbrio próximo ao pH neutro, e no efluente uma leve basicidade. Valores baixos de pH no afluente poderão ocorrer devido à decomposição de compostos facilmente degradáveis, como açúcares e amido, na rede coletora, produzindo ácidos orgânicos. No entanto, parte da matéria orgânica remanescente (proteínas, lipídios, celulose etc.) é de composição mais lenta e a fase de hidrólise e fermentação deverá ocorrer no interior do reator.

Baseando-se em Monteiro (2005) e Pinto (2006), os dejetos brutos apresentaram uma média de pH em torno de 6,7 de caráter levemente ácido, justificado pelo tempo em que os dejetos permanecem na caixa de passagem. Estes resultados, aliados ao anteriormente descritos para DQO, indicam que houve variações na biomassa exercendo variações de pH e realizando a digestão anaeróbica de acordo com as etapas reconhecidas na bibliografia, propiciando um ambiente de neutralidade de pH favorável a metabolização em anaerobiose.

As reações que ocorrem na DBO, para garantia de sobrevivência dos microrganismos, tem como faixa ideal de pH de 6,5 a 8,5. As bactérias anaeróbias metanogênicas são consideradas sensíveis ao pH, isto é, o crescimento ótimo ocorre em faixa relativamente estreita de pH de acordo com os dados acima.

Considerando que a ação microbiana pode alterar o pH do meio, Speece (1996) relata que a neutralização do ácido acético com hidróxido de sódio, poderá elevar o pH do reator se resultar na produção de gás com 100% de metano. Nesse caso, não haverá CO_2 suficiente para reagir com os álcalis que serão formados no processo, também podendo ser avaliado na degradação da matéria orgânica (metanogênese):



Ou no processo de dessulfatação (sulfatogênese):



Compostos, como CO_2 e ácidos graxos voláteis de cadeia curta, tendem a diminuir o pH, enquanto cátions geradores de alcalinidade, como os íons de nitrogênio amoniacal provenientes da degradação de proteínas e o sódio originado da degradação, aumentam a alcalinidade e o pH.

Em média o pH apresentou aumento de 18%, com desvio padrão de 11% conforme dado na Tabela 5.4.

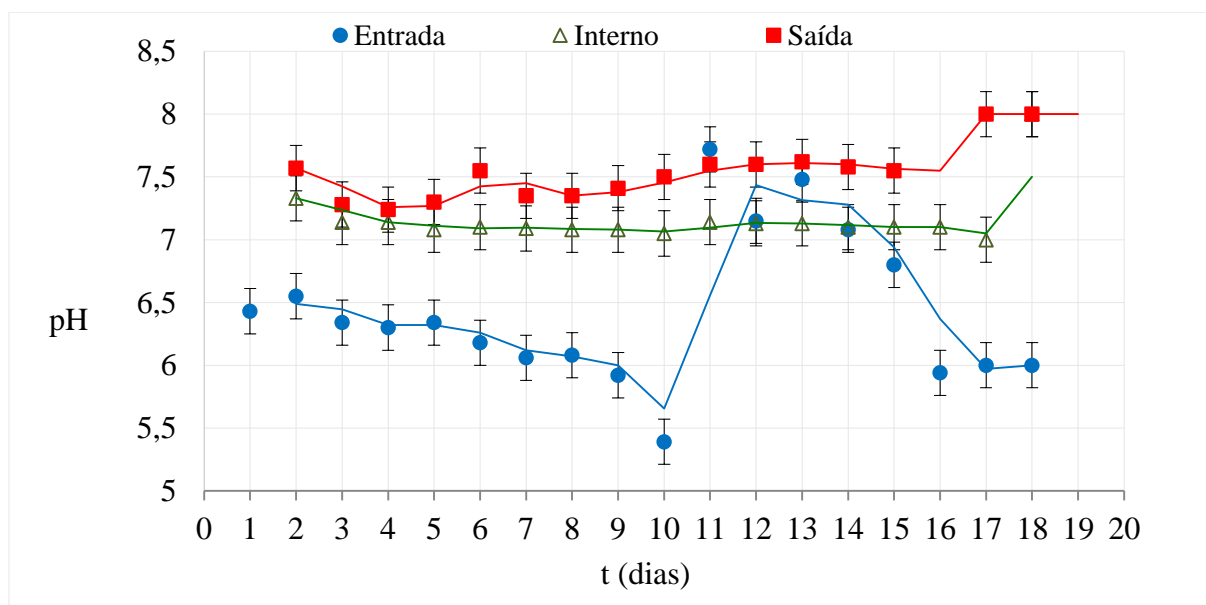


FIGURA 5.3 – RESULTADO DA pH MEDIDA DURANTE O MONITORAMENTO DE 18 DIAS DO BIODIGESTOR. AS BARRAS DE ERRO REPRESENTAM A INCERTEZA DA MEDIÇÃO, INCLUINDO PRECISÃO E VIÉS COM $P < 0,05$. A MEDIÇÃO OCORREU NOS PONTOS DE ENTRADA, INTERNO E SAÍDA DO REATOR. FONTE: autor (2013).

TABELA 5.4: VARIAÇÃO DO PH ENTRE VALORES DE ENTRADA E SAÍDA, PELO TEMPO

		pH				
Data		28/1	29/1	30/1	31/1	01/2
Entrada	1ª Semana	6,4	6,5	6,3	6,3	6,3
Saída		-	7,6	7,3	7,2	7,3
Eficiência		-	-16%	-15%	-15%	-15%
Data		4/2	5/2	6/2	7/2	8/2
Entrada	2ª Semana	6,2	6,1	6,1	5,9	5,4
Saída		7,5	7,3	7,3	7,4	7,5
Eficiência		-22%	-21%	-21%	-25%	-39%
Data		11/2	12/2	13/2	14/2	15/2
Entrada	3ª Semana	7,7	7,1	7,5	7,1	6,8
Saída		7,6	7,6	7,62	7,6	7,6
Eficiência		2%	-6%	-2%	-7%	-11%
Data		18/2	19/2	20/2	Média	Desvio Padrão
Entrada	4ª Semana	5,9	6	6	6,4	0,6
Saída		-	8	8	7,5	0,2
Eficiência		-	-33%	-33%	-18%	11%

“-” dado não disponível

5.4 MEDIÇÃO DE PRODUÇÃO DO BIOGÁS AO LONGO DE 5 DIAS

O monitoramento da produção de biogás do biodigestor foi realizado e encontra-se descrito na Figura 5.4. Espera-se a diminuição no tempo de residência do substrato no interior do biodigestor, disponibilizando um tempo menor para a metabolização do resíduo e assim, quando o tempo de residência orgânico não é avaliado gera-se uma quantidade potencial menor de biogás.

O volume do substrato inserido no biodigestor foi dimensionado a partir do material disponível para a experimentação, não foram feitos os ensaios com várias vazões devido a limitação da matéria prima.

O dia 08 de julho apresentou um excesso de produção. Tal pico foi único e ocorreu após um final de semana em que não foi realizado coleta. É possível que o pico de produção tenha sido causado pelo acúmulo de biogás ao longo do final de semana. Observando que no outro dia a produção de biogás foi baixa a saída do efluente foi alta. Tendo em média 103,3 g por dia de biogás e a vazão do efluente do biodigestor é de 77,2 litros por dia.

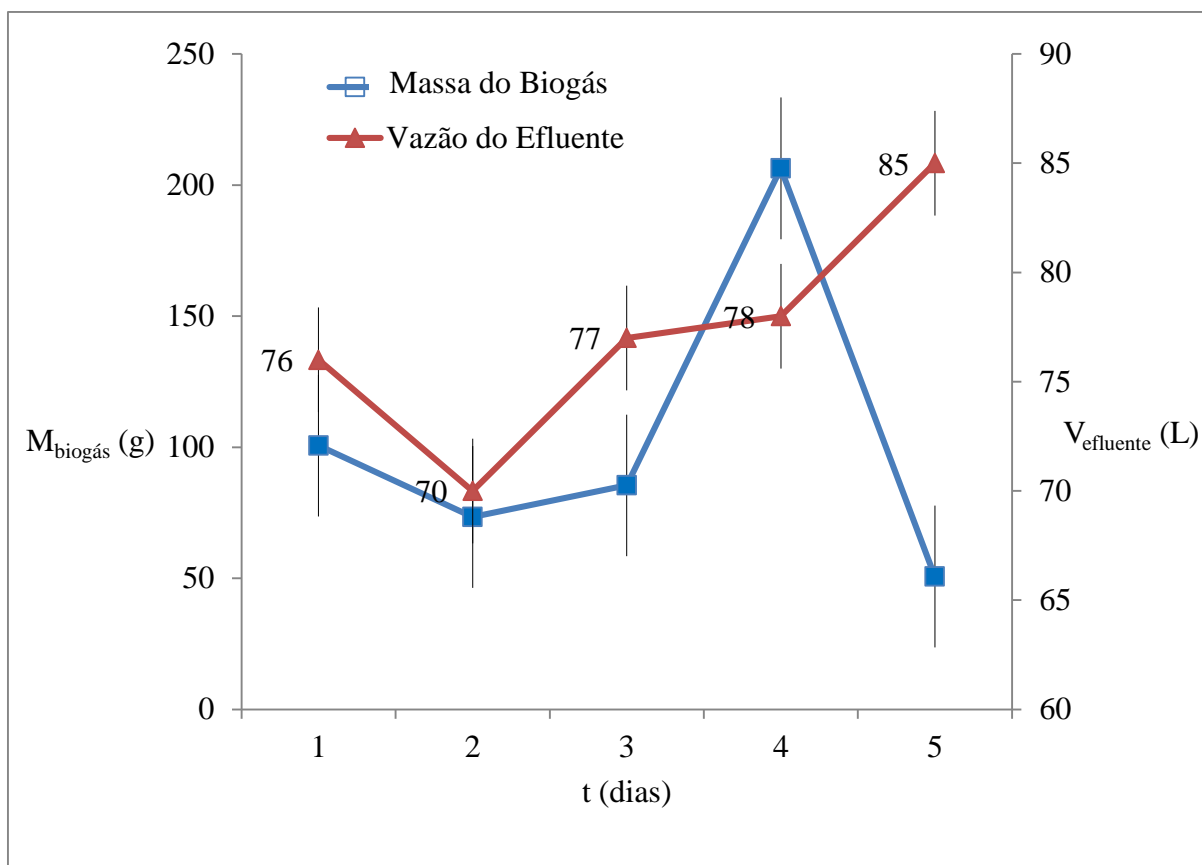


FIGURA 5.4 – PESO DO BIOGÁS (AZUL) E VAZÃO DO EFLUENTE (VERMELHO) DURANTE O MONITORAMENTO DE 5 DIAS DO BIODIGESTOR. AS BARRAS DE ERRO REPRESENTAM A INCERTEZA DA MEDIÇÃO, INCLUINDO PRECISÃO E VIÉS COM $P < 0,05$. FONTE: autor (2013).

5.5 MEDIÇÃO DE PRODUÇÃO DO BIOGÁS AO LONGO DE 24 HORAS

O monitoramento da produção de biogás, bem como sua caracterização, foi realizado de forma sequencial em um período de 24 horas. Conforme mostra a Figura 5.5, não houveram variações significativas em função da noite ou dia, indicando que não houve variação com exposição solar ou mudanças de temperatura ambiente. O efeito da temperatura sobre a biodigestão é relevante, onde consegue-se teores, taxa de produtividade bem maiores pela operação em faixas adequadas de temperatura. O solo é um bom isolante e estabilizador térmico, razão pela qual os biodigestores podem ser enterrados. Cada ponto no gráfico representa o resultado médio das cinco leituras, sendo a incerteza delimitada pelas barras pretas ao redor de cada ponto.

Inicialmente foi adicionado 100 litros de efluente no biodigestor, no início do experimento de 24 horas, sendo coletados 65 litros no efluente. A diferença entre vazão afluente e efluente foi a maior do que qualquer valor diário, bem como a produção de biogás,

que foi de 464,22 gramas, o que contribui com a explicação de que menores vazões de efluente geram mais biogás, devido ao maior tempo de residência.

Também observa-se na Figura 5.6 que os percentuais médios da composição dos constituintes principais do biogás foram: concentração de gás metano (CH_4) 66 %; de Amônia (NH_3) 0,016%; e de ácido sulfídrico (H_2S) 0,003%.

A relação C/N (15:1) apresentou-se acima à definida como ideal por Lopez-Real (1990) citado por Gorgati (2001), que foi de 10:1.

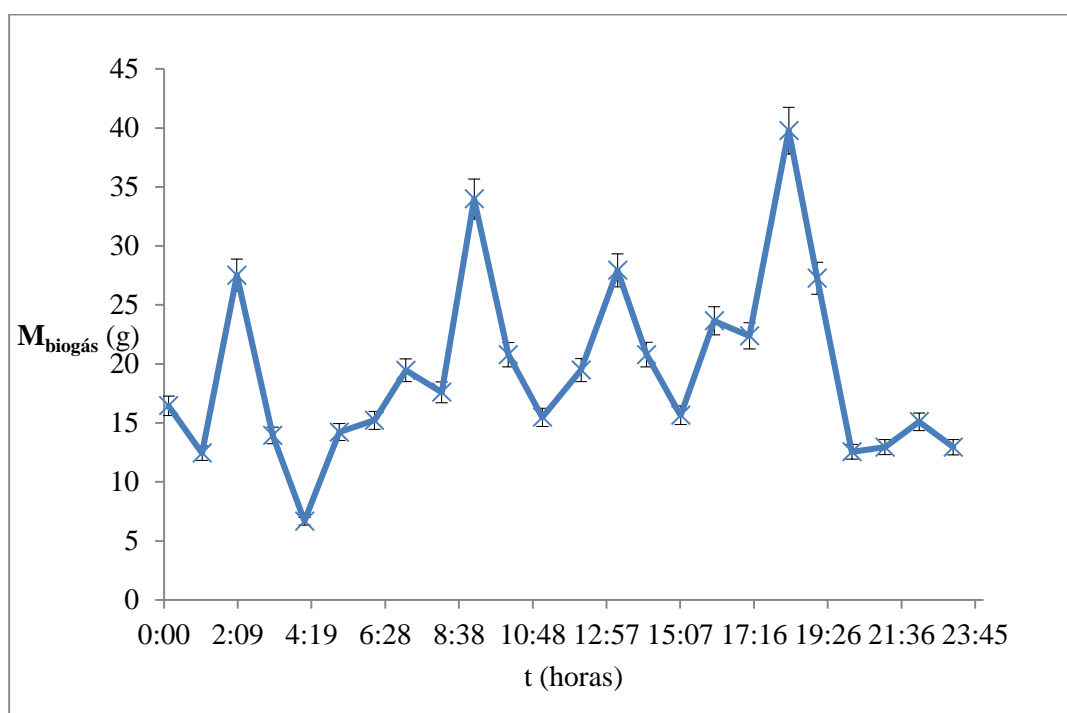


FIGURA 5.5 – MASSA DO BIOGÁS DURANTE O MONITORAMENTO DE 24 HORAS DO BIODIGESTOR, REALIZADO NOS DIAS 18 E 19 DE JULHO DE 2013. AS BARRAS DE ERRO REPRESENTAM A INCERTEZA DA MEDIÇÃO, INCLUINDO PRECISÃO E VIÉS COM $P < 0,05$. FONTE: autor (2013).

O total de biogás coletado ao longo das 24 horas, foi muito superior a qualquer valor apresentado na coleta diária realizada entre os dias 3 de Julho e 9 de Julho Figura 5.5. Isto pode indicar que o reservatório de biogás (*head space*) seja muito pequeno, e esteja perdendo gás para o ambiente, fato consistente com a observação da formação de bolhas no selo hidráulico, indicando vazamento de biogás. Este fato foi percebido após todas as coletas já terem sido realizadas.

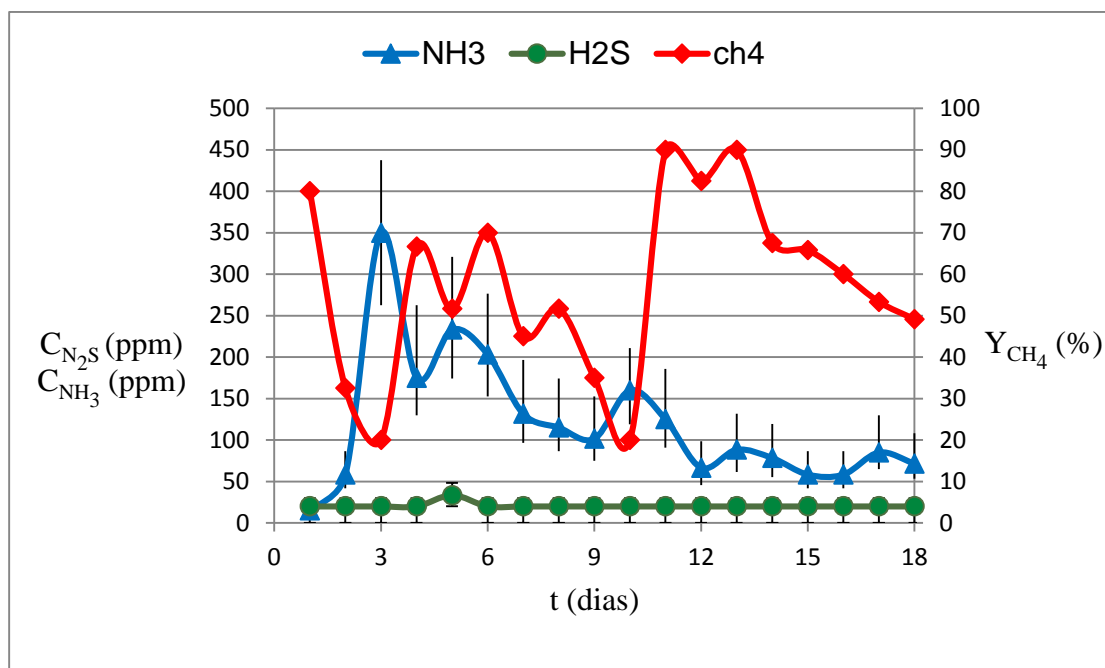


FIGURA 5.6 – CONCENTRAÇÃO DO NH₃, H₂S E CH₄ NO BIOGÁS DURANTE O MONITORAMENTO, ENTRE OS DIAS 28 DE JANEIRO À 20 DE FEVEREIRO. AS BARRAS DE ERRO REPRESENTAM A INCERTEZA DA MEDIÇÃO, INCLUINDO PRECISÃO E VIÉS COM $P < 0,05$. FONTE: autor (2013).

5.6 CÁLCULO DO TEMPO DE RESIDÊNCIA ORGÂNICO

Segundo Balmant (2009), o tempo de retenção hidráulica (ou vazão de entrada de substrato) apresenta um valor ótimo para máxima produção de biogás, que pode ser explicado pela análise de dois extremos. Quando o tempo de retenção hidráulica é curto, a vazão é alta, a cinética da reação não é rápida o suficiente para processar os substratos, resultando numa baixa produção de biogás. Quando o tempo de residência hidráulica é elevado, a vazão é reduzida e as concentrações de substrato são baixas e, em consequência, é baixa a produção de biogás.

A ferramenta aqui proposta para avaliar a permanência do substrato no reator capaz de produzir $1 \text{ m}^3_{\text{biogás}} \text{ kg}_{\text{O}_2}^{-1} \text{ m}^{-3}_{\text{reator}}$ é o tempo de residência orgânica, avaliado em conjunto com a densidade de produção de biogás e a taxa de densidade de produção de biogás, as quais são dadas nas Equações (4.30), (4.40), (4.41) e (4.42). Os valores listados na Tabela 5.5 disponibilizam dados para a comparação com o modelo proposto de biodigestor, avaliando o grau de compactação dos biodigestores. Os valores foram calculados a partir das informações contidas nos artigos.

Também pode-se notar que os primeiros ensaios realizados em escala laboratorial possuem um rendimento melhor, de acordo com o aumento da escala o rendimento baixa e

desta forma esta ferramenta pode colaborar em encontrar o tempo ótimo para maximizar a produção de biogás. Demonstra-se assim a importância da modelagem matemática para a otimização dos processos de biodigestão.

De acordo com Incropera *et al.* (1992) o balanço de massa é fundamentado na Lei da Conservação da Massa de Lavoisier, para sistemas fechados, a massa dos reagentes é igual à massa dos produtos. Utilizando-se do balanço de massa da equação (4.37) pode-se perceber que a variação na retenção de massa para produção de biogás foi pequena. Período em que o material orgânico permanece no biodigestor, até que ocorra sua completa degradação (NOGUEIRA, 1992). Quanto maior o volume de carregamento diário, menor é o tempo de retenção, contudo o tempo de retenção reduzido pode tornar a digestão incompleta, desencadeando um desequilíbrio no processo (CRAVEIRO *et al.*, 1982). A quantidade de massa retida no biodigestor variou entre 65 kg a 75 kg, indicando que em termos de conversão de massa de efluente em biogás, o reator apresentou um comportamento estável. Este diagnóstico é coerente com a produção de biogás, que também apresentou um comportamento estável de produção

TABELA 5.5: TEMPO DE RESIDÊNCIA ORGÂNICA, TAXA DE DENSIDADE DE PRODUÇÃO E DENSIDADE DE PRODUÇÃO DE BIOGÁS, POR TIPO DE RESÍDUO E REATOR, EM COMPARAÇÃO COM A LITERATURA.

Origem do Efluente	Reator	Taxa de Rendimento			Referência
		Densidade de Produção ρ $\left(\frac{\text{m}^3_{\text{biogás}}}{\text{m}^3_{\text{substrato}} \text{DQO m}^3_{\text{reator}}} \right)$	ξ $\left(\frac{\text{m}^3_{\text{biogás}}}{\text{kg}_{\text{O}_2} \text{m}^3_{\text{reator}} \text{dia}} \right)$	Tempo de Residência Orgânica (dia)	
Esgoto bruto	CSTR	$4 \cdot 10^1$	$1 \cdot 10^0$	$8 \cdot 10^{-1}$	Ivo Achu Nges, Jing Liu (2010)
		$5 \cdot 10^1$	$2 \cdot 10^0$	$6 \cdot 10^{-1}$	
		$5 \cdot 10^1$	$2 \cdot 10^0$	$5 \cdot 10^{-1}$	
		$6 \cdot 10^1$	$3 \cdot 10^0$	$3 \cdot 10^{-1}$	
		$7 \cdot 10^1$	$5 \cdot 10^0$	$2 \cdot 10^{-1}$	
		$6 \cdot 10^1$	$5 \cdot 10^0$	$2 \cdot 10^{-1}$	
		$4 \cdot 10^1$	$5 \cdot 10^0$	$2 \cdot 10^{-1}$	
		$3 \cdot 10^1$	$7 \cdot 10^0$	$1 \cdot 10^{-1}$	
		$1 \cdot 10^1$	$4 \cdot 10^0$	$2 \cdot 10^{-1}$	
Abatedouro e resíduo orgânico municipal	CSTR	$9 \cdot 10^2$	$2 \cdot 10^1$	$6 \cdot 10^{-2}$	M.J. Cuertos <i>et al.</i> (2008)
		$8 \cdot 10^2$	$1 \cdot 10^1$	$9 \cdot 10^{-2}$	
		$6 \cdot 10^2$	$6 \cdot 10^0$	$2 \cdot 10^{-1}$	
Lodo de ETE	CSTR	$2 \cdot 10^3$	$4 \cdot 10^1$	$2 \cdot 10^{-2}$	Hyun Min Jang <i>et al.</i> (2013)
		$8 \cdot 10^2$	$4 \cdot 10^1$	$3 \cdot 10^{-2}$	
		$1 \cdot 10^2$	$1 \cdot 10^1$	$9 \cdot 10^{-2}$	
Lodo de curtume Resíduo de carne Resíduo de apara	ASBR	$4 \cdot 10^4$	$2 \cdot 10^3$	$5 \cdot 10^{-4}$	G.D. Zupanich <i>et al.</i> (2010)
		$3 \cdot 10^3$	$1 \cdot 10^2$	$1 \cdot 10^{-2}$	
		$3 \cdot 10^3$	$1 \cdot 10^2$	$9 \cdot 10^{-3}$	
Resíduo de milho	EGSB	$2 \cdot 10^{-4}$	$6 \cdot 10^{-7}$	$2 \cdot 10^6$	M.X. Zheng <i>et al.</i> (2012)
		$2 \cdot 10^{-4}$	$4 \cdot 10^{-7}$	$2 \cdot 10^6$	
		$1 \cdot 10^{-4}$	$3 \cdot 10^{-7}$	$3 \cdot 10^6$	
		$8 \cdot 10^{-5}$	$2 \cdot 10^{-7}$	$4 \cdot 10^6$	
		$7 \cdot 10^{-5}$	$2 \cdot 10^{-7}$	$5 \cdot 10^6$	
		$5 \cdot 10^{-5}$	$1 \cdot 10^{-7}$	$8 \cdot 10^6$	
Esgoto	UASB	$8 \cdot 10^{-5}$	$3 \cdot 10^{-6}$	$4 \cdot 10^5$	S.Chinnaraj <i>et al.</i> (2006)
		$7 \cdot 10^{-5}$	$2 \cdot 10^{-6}$	$4 \cdot 10^5$	
		$1 \cdot 10^{-4}$	$3 \cdot 10^{-6}$	$3 \cdot 10^5$	
		$1 \cdot 10^{-4}$	$3 \cdot 10^{-6}$	$3 \cdot 10^5$	
		$1 \cdot 10^{-4}$	$3 \cdot 10^{-6}$	$3 \cdot 10^5$	
		$9 \cdot 10^{-5}$	$3 \cdot 10^{-6}$	$3 \cdot 10^5$	
		$9 \cdot 10^{-5}$	$3 \cdot 10^{-6}$	$3 \cdot 10^5$	
		$9 \cdot 10^{-5}$	$3 \cdot 10^{-6}$	$3 \cdot 10^5$	
		$9 \cdot 10^{-5}$	$3 \cdot 10^{-6}$	$3 \cdot 10^5$	
		$7 \cdot 10^{-5}$	$2 \cdot 10^{-6}$	$4 \cdot 10^5$	
		$9 \cdot 10^{-5}$	$3 \cdot 10^{-6}$	$3 \cdot 10^5$	
Suíno	UASB	$6 \cdot 10^{-2}$	$1 \cdot 10^{-2}$	$9 \cdot 10^1$	Autor (2013)
FLV		$5 \cdot 10^{-2}$	$3 \cdot 10^{-3}$	$3 \cdot 10^2$	
Esgoto		$6 \cdot 10^0$	$3 \cdot 10^{-2}$	$3 \cdot 10^0$	

*Dados calculados pelo autor a partir das informações contidas nos artigos citados

6 CONSIDERAÇÕES FINAIS

6.1 CONCLUSÕES

O presente estudo teve como objetivo o desenvolvimento de um sistema de biodigestão modular anaeróbio com a finalidade de produzir biogás com potencial de ser utilizado como fonte de energia alternativa no NPDEAS. O sistema é constituído por um biodigestor acoplado a uma caixa de equalização de substrato e um reservatório de biogás. Para monitoramento do sistema foram realizadas análises físico-químicas e acompanhamento da produção de biogás. De acordo com os resultados obtidos e as discussões apresentadas neste trabalho, as seguintes conclusões podem ser destacadas:

- I. O biodigestor foi projetado e construído no NPDEAS e encontra-se em utilização pelo grupo de pesquisa no tratamento de resíduos agroindustriais;
- II. Previamente ao tratamento de resíduos no biodigestor, foi realizado o processo de inoculação através da adição de dejetos suíno que permaneceu por 20 dias até o início dos testes;
- III. Os ensaios foram realizados para avaliar o funcionamento do reator. O sistema de tratamento correspondeu ao previsto pela literatura em relação a parâmetros como temperatura, pH e ao comportamento dos Sólidos. O sistema de tratamento biológico anaeróbio foi eficiente para reduzir a carga orgânica residual, com uma eficiência média de remoção de DBO e DQO de 43 e 49%, respectivamente. O modelo de biodigestor proposto atingiu um resultado satisfatório de produção de CH₄ (gás metano) no biogás gerado, pois apresentou um resultado médio de 66% em CH₄.
- IV. Uma nova forma de avaliar o grau de compactação do processo de biodigestão foi proposta:

Tempo de residência orgânico (3,3 dia), taxa de rendimento de produção (0,3018 kgO₂⁻¹.dia⁻¹) e densidade de produção de biogás (6,037 m³_{biogás} kg⁻¹_{O₂} m⁻³_{reator}), comparando o biodigestor desenvolvido com outros sistemas de biodigestão e demonstrando seu grau de compactação de acordo com o resíduo metabolizado.

6.2 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Constatou-se a possibilidade do desenvolvimento de outros estudos relacionados ao presente trabalho:

1. Desenvolver sistemas de biodigestão utilizando em seus projetos os conceitos de tempo de residência orgânico para obtenção de equipamentos compactos com alta eficiência;
2. Avaliar a taxa de densidade da produção de biogás;
3. Elaborar estudos do tempo de operação, durabilidade e a versatilidade na utilização de substratos no sistema de biodigestão para replicação do reator.

REFERÊNCIAS

- AIYUK, S.; FORREZ, I.; LIEVEN, D. K.; HAANDEL, A.; VERSTRAETE, W. Anaerobic and complementary treatment of domestic sewage in regions with hot climates – A review. **Bioresource Technology**, v. 97, p 2225 – 2241, 2006.
- ALCARDE, J. C. Método simplificado de análise de fertilizantes (N, P, K) minerais. Brasília: Ministério da Agricultura, 1982. 49p.
- ANGELIDAKI, I.; ELLEGAARD, L.; AHRING, B. K. A comprehensive model of anaerobic bioconversion of complex substrates to biogas. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 63, N3 p 363-372, May 1999.
- AOAC – **Official Methods of Analysis**, 18th ed., 2005 – 935.29 (27.3.06) e 945.15 (27.04.03).
- AQUINO, S. F.; CHERNICHARO, C. A. L. Acúmulo de ácidos graxos voláteis (AGV) em reatores anaeróbios sob estresse: causas e estratégias de controle. **Revista de Engenharia Sanitária e Ambiental**. 10:152-161, 2005.
- ARCEO, A. A. **Produção de biodiesel mediante o processo de Hidroesterificação da biomassa das microalgas *Scenedesmus dimorphus* e *Nannochloropsis oculata*** – Ángel Almarales Arceo-Rio de Janeiro-2012. Tese (Doutorado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos). Universidade Federal do Rio de Janeiro-UFRJ, Escola de Química-EQ-2012. XV, 204 f.:Il.
- ARVANITOYANNIS, I. S.; LADAS, D.; MAVROMATIS, A. Food Waste Treatment Methodologies. **Int J Food Sci Technol**, 6, 345–359. 2006.
- BALMANT, W. **Concepção, construção e operação de um biodigestor e modelagem matemática da biodigestão anaeróbica**. 2009. 60 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia e Ciência dos Materiais – PIPE). Setor de Tecnologia, Universidade Federal do Paraná – UFPR, Curitiba, 2009.
- BARBOSA, J. M. N. **Estudo do comportamento da DBO em suporte aeróbio de oxigênio puro. Coeficientes cinéticos e fatores de correlação**. Dissertação (Mestrado em Saúde Pública) - Fiocruz, Rio de Janeiro, 2003.
- BARRERA, P. **Biodigestores: energia, fertilidade e saneamento para a zona rural**. São Paulo. Ed. Ícone, 1993. 106 p. ISBN 85-274-0235-1.
- BENITES, V. M. *et al.* Comparação de métodos de determinação de carbono por via úmica em solos tropicais. **Embrapa Solos – Circular Técnica**, 27, 5p, Rio de Janeiro, 2004.
- BEWTRA, J. K.; BISWAS, N. Biological Treatment of Wastewater. In: **Encyclopedia of environmental science and engineering**. Vol. 1. 5th Ed. Boca Raton: CRC Press, 2006. 649.
- BRASIL. Ministério da Agricultura. Instrução Normativa nº 28 de 27 de jul. de 2007. **Diário Oficial da União**, n. 11, 31 de julho de 2007, Seção 1, p. 11.

CARLSSON, M.; LAGERKVIST, A.; MORGAN-SAGASTUM, F. The effects of substrate pre-treatment on anaerobic digestion systems: A review. **Waste Management**. v. 32, p. 1634-1650, 2012.

CARNEIRO, P. H. **Efeito da adição de lodo ao inóculo de reator anaeróbio híbrido sólido-líquido tratando fração orgânica de resíduos sólidos urbanos**. São Carlos, Engenharia Civil – Hidráulica e Saneamento, USP, 2005. Dissertação de mestrado, 115p.

CARVALHO, K.Q; SALGADO M. T; PASSIG F. H; PIRES E. C. Avaliação hidrodinâmica de reatores UASB submetidos à variação. **Revista de Engenharia Sanitária e Ambiental**, v.13, n. 2, p. 226-235, jun.2008.

CENBIO – Centro Nacional de Referência Biomassa. **Atlas de Bioenergia do Brasil**. São Paulo: 2008.

CHERNICHARO, C. A. L. Princípios de Tratamento Biológico de Águas Residuárias: **Volume 5: Reatores Anaeróbios**. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG, 246 p, 1997.

CHERNICHARO, C. A. L.; CAMPOS, C. M. M. Tratamento Anaeróbio de esgotos. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da Escola de Engenharia da UFMG. **Apostila**, 65 pp, 1995.

CHINNARAJ, S.; VENKOBABAO, G. Implementation of an UASB anaerobic digester at bagasse-based pulp and paper industry. **Biomass and Bioenergy**, 30, 273–277. 2006.

CHYNOWETH, D. P.; WILKIE, A. C.; OWENS, J. M. Anaerobic treatment of piggery slurry. Management of feed resources and animal waste for sustainable animal production in Asia-Pacific Region beyond 2000. **Eight World Conference on Animal production**. Pre-conference session. June 28 – July 4. Seoul, Korea, 1998.

CORAZZA, R. I. **Reflexões sobre o papel das políticas ambientais e de ciência e tecnologia na modelagem de opções produtivas mais limpas numa perspectiva evolucionista: um estudo sobre o problema da disposição da vinhaça**. 1996. Tese (Doutorado) – Universidade Estadual de Campinas, Campinas. 1996.

CRAVEIRO, A. M.; LA IGLESIA, M. R. de; HIRATA, Y. S. **Manual de biodigestores rurais**. São Paulo: IPT, 1982. 61 p.

CUETOS, M.J.; GÓMEZ, X.; OTERO, M.; MORÁN, A. Anaerobic digestion of solid slaughterhouse waste (SHW) at laboratory scale: Influence of co-digestion with the organic fraction of municipal solid waste (OFMSW). **Biochemical Engineering Journal**, 40, 99–106, 2008.

DAGUE R. R.; BANIK G. C.; ELLIS T. G. Anaerobic sequencing batch reactor treatment of dilute wastewater at psychrophilic temperatures. **Water Environment Research**. v.70, n.2, p.155-60. 1998.

DE LA NOU E, J., DE PAUW, N. The potential of microalgal biotechnology. A review of production and uses of microalgae. **Biotechnol. Adv.** 6, 725–770. 1988.

DE PAUW, N., VERLET, H., DE LEENHEER, L. Heated and unheated outdoor cultures of marine algae with animal manure. In: Shelef, G., Soeder, C.J. (Eds.), **Algae Biomass**. Elsevier/North Holland Biomedical Press, Amsterdam, pp. 315–341. 1980.

DEGANUTTI, R.; PALHACI, M. C. J. P.; ROSSI, M.; TAVARES, R. **Biodigestores Rurais: Modelo Indiano, Chinês e Batelada**, 2002.

DIAZ, I.; PEREZ, S. I.; FERRERO, E. M.; FDZ-POLANCO, M. Effect of oxygen dosing point and mixing on the microaerobic removal of hydrogen sulphide in sludge digesters. **Bioresource Technology**. v.102, p 3768-3775. 2011.

FISCHER, J.R., SIEVERS, D.M., FULHAGE, C.D. Energy Consumption from Farm Animal Manure Methane Generation. **Transactions of the ASAE**, St. Joseph, v.23, n.2, p.223-227, 1982.

FORESTI, E.; OLIVEIRA, R.A. de. Anaerobic treatment of piggery wastewater in UASB reactors. In: INTERNATIONAL SYMPOSIUM ON AGRICULTURAL AND FOOD PROCESSING WASTES, 7. 1995, Chicago. **Proceedings...** Chicago: ASAE, 1995. P.309-18. 1995.

FORESTI, E.; ZAIAT, M.; VALLERO, M. Anaerobic processes as the core technology for sustainable domestic wastewater treatment: consolidated applications, new trends, perspectives, and challenges. **Reviews in Environmental Science and Biotechnology**, 5:3-19, 2006.

GASPAR, R. M. B. L. **Utilização de biodigestores em pequenas e médias propriedades rurais com ênfase na agregação de valor: um estudo de caso na região de Toledo – PR**. 106 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Produção), Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, Santa Catarina, 2003.

GONÇALVES, R.F.; VERONES, F. A; BERNARDES, C.F.; KISSLING, C.M.S.; CASSINI, S.T.A. In: 21 Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. Desempenho de um reator UASB na digestão de esgoto sanitário e lodo aeróbio descartado de biofiltros aerados submersos – escala 1000 habitantes. **ABES 21**, 2005.

GORGATI, C. Q. **Resíduos Sólidos Urbanos em Área de Proteção aos Mananciais – Município de São Lourenço da Serra – SP: Compostagem e Impacto Ambiental**. 2001.

HENN, A. **Avaliação de dois sistemas de manejo de dejetos em uma pequena propriedade produtora de suínos – condição de partida**. 2005, 157p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental). Universidade Federal de Santa Catarina. Florianópolis, 2005.

HOLM-NIELSEN, J. B.; AL SEADI, T.; OLESKOWICZ-POPIEL, P. The future of anaerobic digestion and biogas utilization. **Bioresource Technology**. v.100, p 5478-5484. 2009.

HORI, T.; HARUTA, S.; UENO, Y.; ISHII, M.; IGARASHI, Y. Dynamic transition of a methanogenic population in response to the concentration of volatile fatty acids in a thermophilic anaerobic digester. **Applied and Environmental Microbiology**, v. 72, n. 2, p.1623-1630, 2006.

IBRAHEEM, I.B.M. **Utilization of certain algae in the treatment of wastewater**. Ph.D. Thesis, Fac. of Sci. Al-Azhar Univ., Cairo, Egypt, pp. 197. 1998.

IEA - International Energy Agency. **World Energy Outlook 2009**, OECD/IEA, Paris. 2009.

INCROPERA, P. F.; DEWITT, D. P. Fundamentos de transferência de calor e de massa. Rio de Janeiro, **LTC – Livros Técnicos e Científicos Editora S. A.** 1992, p.455.

JANG, H.M.; CHO, H. W.; PARK, S. K.; HA, J. H.; PARK, J. M. Influence of thermophilic aerobic digestion as a sludge pre-treatment and solids retention time of mesophilic anaerobic digestion on the methane production, sludge digestion and microbial communities in a sequential digestion process. **Water Research**. 2013.06.041. 2013.

KAPDI, S. S.; VIJAY, V. K.; RAJESH, S. K.; PRASAD, R. (2005). Biogas scrubbing, compression and storage: Perspective and prospectus in Indian context. **Renewable Energy**, v.30, p 1195-1202. 2005.

KAPLAN, D.; CHRISTIAEN, D.; ARAD, S. Binding of heavy metals by algal polysaccharides. In: Stadler, T., Mollion, J., Verdus, M.C., Karamanos, Y., Morvan, H., Christiaen, D. (Eds.), **Algal Biotechnology**, Elsevier Applied Science, London, pp. 179–187. 1988.

KATO, M. T.; NETO, C. O. A.; CHERNICHARO, C. A. L.; FORESTI, E. E CYBIS, L. F. Configurações de Reatores Anaeróbios. In: Campos, J. R. (coord.), **Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbio e Disposição Controlada no Solo**, ABES, Projeto PROSAB, Rio de Janeiro, p. 53-99. 1999.

KETCHUM, L. H. E.; EARLY, J. P. Development of the anaerobic sequencing batch reactor. In: Bioremediation: principles and practice. Lancaster, Pennsylvania: **Technomic Publishing Co.** p.663-696. 1997.

KIEHL, E. J. **Fertilizantes orgânicos**. São Paulo: Agronômica Ceres, 1985. 492p.

KIM, J. H.; SIMON, T. W.; VISKANTA, R. Journal of Heat Transfer Policy on Reporting Uncertainties in Experimental Measurements and Results. **J. Heat Transfer**, 115(1), 5-6, Feb 01, 1993.

LASTELLA, G.; TESTA, C.; CORNACCHIA, G.; NOTORNICOLA, M.; VOLTASIO, F.; SHARMA, V. K. Anaerobic digestion of semi-solid organic waste: Biogas production and its purification. **Energy Conversion and Management**. v.43, p 63-75. 2002.

LEHNINGER, A. L. **Princípios de bioquímica**. 4 Ed: São Paulo. Sarvier, 2006.

LEITE, V. D; POVINELLI, J. Comportamento dos sólidos totais no processo de digestão anaeróbia de resíduos sólidos urbanos e industriais. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental**. 3:229, 1999.

LEITE, J. A. C.; POZZI, E.; PELIZER, L. H.; ZAIAT, M.; PASOTTO, M. B. Use of volatile acids waste in the production of xanthan gum in a culture of *Xanthomonas campestris* pv *campestris* - CBMAI 199 (ATCC 33913). In: III International Conference Environmental, Industrial and Applied Microbiology BioMicroWorld2009, 2009,

Lisboa/PT. **Book of Abstract III International Conference Environmental, Industrial and Applied Microbiology BioMicroWorld2009**, 2009. v. 1. p. 815-815.

LETTINGA, G.; HULSHOF POL, L. W.; ZEEMAN, G. **Biological wastewater treatment. Part I: Anaerobic wastewater treatment**. Wageningen Agricultural University, ed. January, 1996.

LETTINGA, G. **Anaerobic digestion and wastewater treatment systems**. Antonie van Leeuwenhoek. v. 67, p. 3-28, 1995.

LETTINGA, G. Introduction. **In: *International course on anaerobic treatment***. Wageningen Agricultural University / IHE Delft. Wageningen, 17 – 18 Jul 1995.

LETTINGA, G.; VAN VELSEN, A. F. M.; HOBMA, S. W.; ZEEUW, W. E K LAPWIJK, A. Use of the upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment especially anaerobic treatment. **Biotechnology and Bioengineering**, v.22, n.4, p.699-734. 1980.

MA, A. N.; CHEAH, S. C.; CHOW, M. C. **Current status on treatment and utilization of palm oil industrial wasters in Malaysia**. Special coordination meeting of the working group on environmental biotechnology, Kuala Lumpur, October, 1990.

MARTIN, C.; DE LA NOU, E. J.; PICARD, G. Intensive culture of freshwater microalgae on aerated pig manure. **Biomass**, 7, 245–259. 1985.

METCALF & EDDY. **Wastewater Engineering: Treatment and Reuse**. Metcalf & Eddy Inc. pp.1819. 2003.

MOHAMED, N.A. **Application of algal ponds for wastewater treatment and algal production**. M.Sc. Thesis, Fac. of Sci. (Cairo Univ.) Bani-Sweef Branch. 1994.

MONTEIRO, L. W. S. **Avaliação do desempenho de dois sistemas em escala real para o manejo dos dejetos suínos: lagoa armazenamento comparada com biodigestor seguido de lagoa de armazenamento**. 2005. 146 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental). Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2005.

MWAKAJE, A. G. Dairy farming and biogas use in Rungwe district, South-west Tanzania: A study of opportunities and constraints. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**. v.12, p 2240-2252. 2007.

NASCIMENTO, E.F; LUCAS JR. J. Biodigestão anaeróbia do estrume de suínos: produção de biogás e redução de sólidos em cinco tempos de retenção hidráulica. **Energia na Agricultura**. Botucatu, v.10, n.4, p.21-31, 1995.

NGES, I. A.; LIU, J. Effects of solid retention time on anaerobic digestion of dewatered-sewage sludge in mesophilic and thermophilic conditions. **Renewable Energy**, 35, p. 2200 e 2206. 2010.

NI, J.; NAVEAU, H.; NYNS, E. J. Biogas: exploitation of a renewable energy in Latin America. **Renewable Energy**. v.3, N°6/7, p 763-779. 1992.

NOGUEIRA, L.A.H. **Biodigestão: a Alternativa Energética**. São Paulo, Editora Nobel, 92 p. 1986.

NOVAK, J. T.; RAMESH, M. S. Stimulation in anaerobic degradation. **Original Research Article Water Research**. v 9, p. 963-967, 1975.

O'FLAHERTY, V.; COLLINS, G.; MAHONY, T. The microbiology and biochemistry of anaerobic bioreactors with relevance to domestic sewage treatment. **Reviews in Environmental Science and Bio/Technology**, v. 5, p. 39-55, 2006.

OFORI-BOATENG, C.; K.M., K. Water Scrubbing: A Better Option for Biogas Purification for Effective Storage. **World Applied Sciences Journal**. v.5, p 3. 2009.

OLIVEIRA, P. A. V. **Produção e aproveitamento do biogás**. In: OLIVEIRA, P. A.V. de *et al*. Tecnologias para o manejo de resíduos na produção de suínos: Manual de boas praticas. Concórdia: Gestão Integrada de Ativos Ambientais. Cap. 4, p. 42-55. 2004.

OSORIO, F.; TORRES, J. C. Biogas purification from anaerobic digestion in a wastewater treatment plant for biofuel production. **Renewable Energy**.v.34, pp 2164-2171. 2009.

OWENS, F. N.; GOETSCH, A. L. Digest passage and microbial protein synthesis. In: L.P. Milligan, W.L. Grovum, A. Dobson (Eds.), **Control of Digestion and Metabolism in Ruminants**. Prentice-Hall, Englewood Cliffs, NJ, pp. 196. 1986.

PALMER, C. M. **A composite rating of algae tolerating organic pollution**. J. Phycol. 5, 78–82. 1969.

PALMER, C. M. **Algae in American sewage stabilization's ponds**. Rev. Microbiol. (S-Paulo) 5, 75–80. 1974.

PHANG, S. M. **Algal production from Agro-industrial and agricultural wastes in Malaysia**. Ambio 19, 415–418. 1990.

PINTO, R. O. **Avaliação da digestão anaeróbia na bioestabilização de resíduos sólidos orgânicos, lodos de tanques sépticos, dejetos suínos e lixiviado**. 2006. 173f. Tese (Doutorado em Engenharia Ambiental) – Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2006.

QUEEN, A. S. **Simulador de Reatores Anaeróbios com base no ADM1**. 2006. (Dissertação de Mestrado), EPUSP, Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. 2006.

RENAUD, S. M.; PARRY, D. L.; THINH, L. V. Microalgae for use in tropical aquaculture. 1. Gross chemical and fatty acid composition of twelve species of microalgae from the Northern Territory, Australia. **J. Appl. Phycol.** 6 (3), 337–345. 1994.

RODRIGUES, A. M.; OLIVEIRA, J. F. S. Treatment of wastewaters from the tomato concentrate industry in high rate algal ponds. **Water Sci. Technol.** 19, 43–49. 1987.

RUIZ, R. L. **Microbiologia Zootécnica**. São Paulo: Roca, 1992. 314 p.

SALOMON, K. R. **Avaliação Técnico-Econômica e Ambiental da Utilização do Biogás Proveniente da Biodigestão da Vinhaça em Tecnologias para Geração de Eletricidade**,

Itajubá, 219 p. Tese de Doutorado (Doutorado em Conversão de Energia) - Instituto de Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Itajubá. 2007.

SANEAMENTO DE GOIÁS-SANEAGO. **Informe Saneago**. Goiânia, 29 junho de 2002. p. 3-7.

SANTOS, R. C. **Avaliação de dejetos líquidos de suínos em solos: aspectos biológicos e químicos do percolado**. 79f. 2010. Dissertação (Mestrado em Ciências do Solo) – Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2010.

SANZ, J. L.; DIAZ, E.; AMILS, R. **Molecular ecology of anaerobic granular sludge grown at different conditions**. In: SIMPÓSIO NACIONAL DE BIOPROCESSOS, 2005.

SAWYER, C. N.; MCCARTY, P. L. **Chemistry for environmental engineering**. New York. Ed. McGraw-Hill, 1978. ISBN 0070549710.

SPEECE, R.E. 1996. *Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewaters*. Nashville, TN: **Archae Press**.

SHARMA, V. K.; LASTELLA, G.; TESTA, C.; CORNACCHIA, G.; NOTORNICOLA, M.; VOLTASIO, F. Anaerobic digestion of semi-solid organic waste: biogas production and its purification. **Energy Conversion & Management**, V. 43, p.63-75, 2000.

SHELEF, G.; AZOV, Y.; MORAINÉ, R.; ORON, G. **Algal mass production as an integral part of wastewater treatment and reclamation system in algal biomass**. In: SHELEF, G., SOEDER, C.J. (Eds.), Elsevier, pp. 163–190. 1980.

SOARES .D.; BECKER A. G.; LUZ L, F. L.; MARIANO A. B.; VARGAS, J. V. C.; NOSEDA, M. D.; MITCHELL, D. A. **Metodologias para obtenção de biomassa e extração de lipídeos de microalgas marinhas**. 2009.

SPRENGER. E.H; **Viabilidade do uso de biogás de ETE para alimentação de células a combustível de ácido fosfórico**. 2009. 27 f. Dissertação (PRODETEC – programa de pós-graduação em desenvolvimento de tecnologia). LACTEC – Instituto de Tecnologia para o Desenvolvimento, Curitiba, 2009.

Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, 21ª edição, 2005, método 2540.

VAN HAANDEL, A. C.; LETTINGA, G. **Anaerobic sewage treatment**. A practical guide for regions with a hot climate, John Willey & Sons, New York, 1994.

IVAN, M.; KUNZ, A.; STOLBERG, J.; PERDOMO, C.; TECHIO, V. H.. Eficiência da interação biodigestor e lagoas de estabilização na remoção de poluentes em dejetos de suínos. **Rev. Bras. Eng. Agríc. Ambient.** v.14, n.3. Campina Grande, Mar., 2010.

VILLELA, I. A. C.; SILVEIRA, J. L. - **Aspectos técnicos da produção de biogás em um laticínio**, 2005

VON SPERLING, M. **Introdução à Qualidade das Águas e ao Tratamento de Esgotos**. Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias. Vol. 1. DESA-UFGM, Belo Horizonte. pp.243. 1996.

VON SPERLING, M. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias**. Vol. 1. Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG. 3ª ed. Belo Horizonte, 2005.

WARD, A. J.; HOBBS, P. J; HOLLIMAN, P. J.; JONES, D. L. Optimisation of the anaerobic digestion of agricultural resources. **Bioresource Technology**, v. 99, n. 13, p. 7928–7940, 2008.

ZAID-ISO, 1990. **Water pollution in the Natural Rubber Industry**. Special coordination Meeting of the working group on environmental biotechnology. Kuala Lumpur, October 1990.

ZHANG, R.H.; NORTH, J.R.; DAY, D.L. Operation of a field scale anaerobic digester on a swine farm. **Applied Engineering in Agriculture**, St. Joseph, v.6, n.6, p.771-776, 1990.

ZHANG, R.; EL-MASHAD, H. M.; HARTMAN, K.; WANG, F.; LIU, G.; CHOATE, C.; GAMBLE, P. Characterization of food waste as feedstock for anaerobic digestion. **Bioresource Technology**. V.98, pp 929-935. 2007.

ZHENG, M. X.; WANG, K. J.; ZUO, J. E.; YAN, Z.; FANG, H.; YU, J. W. Flow pattern analysis of a full-scale expanded granular sludge bed-type reactor under different organic loading rates. **Bioresource Technology** 107, p. 33–40. 2012.

ZUPANCIC, G. D.; JEMEC, A. Anaerobic digestion of tannery waste: Semi-continuous and anaerobic sequencing batch reactor processes. **Bioresource Technology** 101 (2010) 26–33. 2010.